

KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ*FENBİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

45476

ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLERİN DİZAYNI

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Mak.Müh. Kemal ERMİŞ

Ana Bilim Dalı : MAKİNA

Programı : ISI ve ENERJİ

ŞUBAT 1995

KOCAELİ ÜNİVERSİTESİ * FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

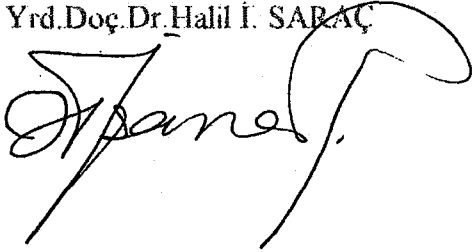
ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLERİN DIZAYNI

YÜKSEK LİSANS TEZİ

Makina Müh. Kemal ERMİŞ

Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 09.02.1995
Tezin Savunulduğu Tarih : 15.03.1995

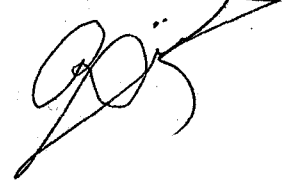
Tez Danışmanı
Yrd.Doç.Dr.Halil İ. SARAC



Üye
Prof.Dr.H.Şinasi ONUR



Üye
Yrd.Doç.Dr.Rıza GÜVEN



ŞUBAT 1995

ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLERİN DİZAYNI

Kemal ERMİŞ

Anahtar Kelimeler: Çok etkili evaporatörler, Evaporasyon, Optimizasyon, Dizayn

Özet: Bu çalışmada, kağıt, şeker, tuz endüstrisi gibi bir çok alanda kullanılan çok etkili evaporatörlerin dizaynı için gerekli bilgiler ve eşitlikler bulunmaktadır. Çok etkili evaporatörlerin dizaynı adımlarla tanımlanmaktadır. Bu adımlar takip edilerek çok etkili evaporatörler için en optimum dizayn yapılabilmektedir. Ayrıca, çok etkili evaporatörlerin dizaynında ekonomi, optimizasyon ve ekserji analizi verilmektedir. Bir termal sistemin verimliliğinin artırılabilmesi için, ekonomi, optimizasyon ve ekserji analizlerinin yapılması gerekliliği ortadadır. Çok etkili evaporatörlerde düşünülen özellikler için, en iyi dizayn şekli verilmektedir. Proses dizaynlarının yatırım ve geri getirisinin çok önemli olduğu bilinmektedir. Her hangi bir tesisin başarısı o tesisin dizaynı ile başladığı gayet açıktır.

DESIGN OF MULTIPLE-EFFECT EVAPORATORS

Kemal ERMIŞ

Keywords: Multiple-effect evaporators, Evaporation, Optimization, Design

Abstract : In this study, there is some information and equations according with application such as paper, sugar and salt industry. Designs of multiple-effect evaporators are defined step by step. By following these steps most economical and optimum design of multiple-effect evaporators can be done. In addition, economy optimization and exergy analysis, which are used in design of multiple-effect evaporators, are given. In order to increase the efficiency of any thermal system, doings of exergy analysis, optimization and economy are essential. And also the best design method is explained for features of multiple-effect evaporators.

ÖNSÖZ ve TEŞEKKÜR

Günümüzde enerji tüketimi artıkça, enerji tasarrufu oldukça önem kazanmaktadır. Bundan dolayı üretim sektöründe oldukça çok enerji tüketen kağıt, şeker endüstrisi gibi birçok tesislerde kullanılan çok etkili evaporatör sistemlerinin tam bir dizaynı, enerji tasarrufu ve ekonomi yönünden oldukça önem kazanmaktadır.

Fazla oranda üretim yapılan tesislerde çok etkili evaporatörlerin kullanılmasıyla, tek etkili evaporatörlere oranla yüksek buhar ekonomisi sağlanmaktadır. Bu çalışmada, çok etkili evaporatörlerin dizaynı için gerekli adımlar çıkartılarak, optimum ve ekonomik dizaynın gerçekleştirilmesini sağlayan bilgilerin, eşitliklerin ve analizin verilmesi düşünülmüştür.

Yapılan çalışmanın çok etkili evaporatörlerin dizaynında bir kaynak teşkil etmesini dilerim.

Bana bu konuda çalışma olanağı veren çok değerli hocam ve danışmanım sayın Yrd.Doç.Dr. Halil İbrahim SARAÇ'a (KO.Ü.M.F.) ve yardımlarını gördüğüm dekanım sayın Prof.Dr. Hasan KÜLÜNK'e (KO.Ü.T.E.F) ve Yrd.Doç.Dr. İlhan Tekin ÖZTÜRK'e (KO.Ü.M.F.) teşekkürlerimi sunarım.

İÇİNDEKİLER

ÖZET	i
ABSTRACT	ii
ÖNSÖZ ve TEŞEKKÜR	iii
İÇİNDEKİLER	iv
SİMGELER DİZİNİ VE KISALTMALAR	vii
ŞEKİLLER LİSTESİ	ix
TABLolar LİSTESİ	xi
BÖLÜM 1. GİRİŞ	1
BÖLÜM 2. EVAPORASYON ve EVAPORATÖRLER	3
2.1. Evaporasyon prensibi	3
2.2. Evaporatörler	4
2.2.1. Çözelti karakteristiği	4
2.3. Evaporatör Tipleri	6
2.3.1. Direk Alevle Isıtılan Evaporatörler	6
2.3.2. Caketli Evaporatörler	7
2.3.3. Yatay Kısa Borulu Evaporatörler	8
2.3.4. Düşey Kısa Borulu Evaporatörler	11
2.3.5. Uzun Borulu Evaporatörler	12
2.3.5.1. Uzun borulu yukarı akışlı evaporatörler	14
2.3.5.2. Uzun borulu düşey akışlı evaporatörler	15
2.3.6. Isıtma Sistemi İçte Zorlanmış Dolaşımli Evaporatörler	16
2.3.7. Isıtma Sistemi Dışta Zorlanmış Dolaşımli Evaporatörler	17
2.3.8. Spiral Borulu Evaporatörler	19
2.3.9. Karıştırıcı-film Evaporatörleri	19

BÖLÜM 3. ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLER	21
3.1. Çok Etkili Evaporasyon	21
3.2. Eş Yönlü Akımla Çalışan Evaporatörler	22
3.3. Zıt Yönlü Akımla Çalışan Evaporatörler	23
3.4. Paralel Yönlü Akımla Çalışan Evaporatörler	24
3.5. Karışık Yönlü Akımla Çalışan Evaporatörler	25
BÖLÜM 4. ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLERİN DİZAYNI	27
4.1. Genel Dizayn İşlemi	27
4.2. Çok Etkili Evaporatör Dizaynı	30
4.2.1. Besleme Akım Metotlarının Değerlendirilmesi	34
4.3. Kaynama Noktası Yükselmesi ve Dühring Kuralı	40
4.3.1. Sıvı Yüksekliğinin Etkisi	41
4.4. Çok Etkili Evaporatör Dizaynında Önemli Hususlar	42
4.4.1. Sistemden Fazladan Buhar Çekilmesi	42
4.4.2. Yoğuşmayan Gazların Uzaklaştırılması	43
BÖLÜM 5. DENGE DENKLEMLERİ	45
5.1. Isı İletim Katsayıları	45
5.2. Yoğuşan Buhardan Isı Transferi Denklemleri	48
5.3. Evaporatörlerle İlgili Isı ve Kütle Dengeleri	51
5.4. Evaporatörlerde Entalpi Dengeleri	54
5.4.1. Seyrelme Isısı İhmal Edilen Çözeltilerin Entalpi Dengeleri	55
5.4.2. Seyrelme Isısı Önemli Olan Çözeltilerde Entalpi Dengeleri	57
5.5. Çok Etkili Evaporatörlerde Kapasite Eşitlikleri	59
BÖLÜM 6. ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLERİN DİZAYNININ UYGULAMASINDA BAZI İŞLEMLER	65

6.1. Evaporatör Dizaynında Optimizasyon	65
6.1.2. N Etki Sayısının Optimumu	66
6.1.3. Optimal Performans Oranı	69
6.2. Çok Etkili Evaporatörlerde Ekonomi	70
6.2.1. Çok Etkili Evaporatörlerde Ekonomiye Bir Örnek	72
6.3. Çok Etkili Evaporatörlerin Ekserji Analizi	78
6.4. Çok Etkili Evaporatörlere Termo-kompresör Uygulaması.....	82
SONUÇLAR VE ÖNERİLER	86
KAYNAKLAR	87
ÖZGEÇMİŞ	88

SİMGELER DİZİNİ ve KISALTMALAR

\dot{m}	: Akışkan debisi
y	: Evaporasyonda oluşan buharın çözünen komponent ağırlık fraksiyonu
n	: Etki sayısı
D	: Çap
$h_{di,do}$: Borunun iç,dış yüzeyinde toplanmış birikintiler için kirlenme faktörü
k	: Isı iletim katsayısı
U_0	: Tüm ısı iletim katsayısı
c_p	: Sabit basınçtaki özgül ısısı
G	: Kütle hızı
u	: Akışkan hızı
Q	: Isı transfer miktarı
ΔT	: Sıcaklık farkı
h	: Entalpi
g	: İvme
L	: Uzunluk
A	: Alan
W	: İş
E	: Enerji
m	: Kütle
S	: Entropi
Ex	: Ekserji
E_0	: İç enerji
P	: Basınç
ε, e	: Özgül ekserji

θ	: Zaman
μ	: Viskozite
λ	: Gizli ısı
ρ	: Yoğunluk
η	: Verim
DP	: Mükemmelleşme derecesi
P	: Performans oranı
r	: Tesis geri kazanma faktörü
$C_{BM,i}^{CS}$: Her elemanın net modül vergisi
$F_{BM,i}^{CS}$: Tesis faktörü
$C_{P,i}$: Çoklu her güncel satın alma fiyatı
$F_{BM,i}$: Net modül faktörü
$C_{BM,i}^a$: Net modül sermayesi
C_{TBM}^{CS}	: Toplam net modül fiyatları
C_{TBM}^a	: Toplam net fiyat modülü
A_L	: İşçilik için yıllık fiyat
A_{SU}	: Tesisin denetimi için yıllık fiyat
A_S	: Satışlardan yıllık gelir
f_0	: İşlem faktörü
C_S	: Üretilen her ünitenin satış fiyatı
C_P	: Çoklu güncel satın alma fiyatı
A_{CW}	: Soğutma suyu için yıllık fiyatı
A_V	: Yıllık değişken giderler
C_{FC}	: Sabit sermaye fiyatı,
$C_{C.E.S}$: Kondenser alanın, evaporatör, buhar fiyatları

ŞEKİLLER LİSTESİ

Şekil 2.1.	Buhar caketli kazan	7
Şekil 2.2.	Kazan-caket bağlantılarının çeşitli tipleri	8
Şekil 2.3.	Yatay kısa borulu evaporatör	9
Şekil 2.4.	Yatay ısıtıcı boruları için sızdırmazlık levhası	10
Şekil 2.5.	Düşey kısa dikey borulu evaporatör	11
Şekil 2.6.	Uzun borulu evaporatör	13
Şekil 2.7.	Tırmanan-film uzun borulu dikey evaporatör	14
Şekil 2.8.	Düşey akışlı evaporatör	16
Şekil 2.9.	Isıtma sistemi içte, zorlanmış dolaşım tipi evaporatör	17
Şekil 2.10.	Isıtma sistemi dışta, zorlanmış dolaşım tipi evaporatör	18
Şekil 2.11.	Karıştırıcı-film evaporatörü	20
Şekil 3.1.	Eş yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması	23
Şekil 3.2.	Zıt yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması	24
Şekil 3.3.	Paralel yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması	25
Şekil 3.4.	Karışık yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması	26
Şekil 4.1.	Çok etkili eş yönlü akımla çalışan bir evaporatörün akış diyagramı	33
Şekil 4.2.	Tek etkili buhar verimi ve etki sayısının bir fonksiyonu olarak çok etkili bir evaporatörün toplam buhar verimi	39
Şekil 4.3.	NaOH-su sistemi için Dühring kuralının grafiği	40
Şekil 4.4.	Kaynama noktası yükselişinin çok etkili evaporatör kapasitesine etkisi	42
Şekil 5.1.	Yoğuşan buhardan kaynayan çözeltiliye ısı transfer sıcaklık-değişimi	49
Şekil 5.2.	Tek etkili bir evaporatörün enerji dengesi	51

Şekil 5.3. Evaporatör yoğuşturucusu	53
Şekil 5.4. NaOH-su sisteminde entalpi-konsantrasyon diyagramı	58
Şekil 5.5. Çok tesirli bir evaporasyonda optimum tesir sayısı	61
Şekil 5.6. Doğal dolaşımli evaporatörlerin (Su temel baz alındı) dizaynının başlangıcı için tüm ısı transfer katsayısı	63
Şekil 5.7. Zorlanmış dolaşımli evaporatörlerin (Su temel baz alındı) dizaynının başlangıcı için özgül güç tüketimi ve tüm ısı transfer katsayısı	63
Şekil 6.1. Logaritmik olarak sıcaklık farkı ΔT_m 'nin tanımlanması	67
Şekil 6.2. İlerki tesislerde sürekli yenilik işlem adımları veya operasyonları için olasılık sınırları.	71
Şekil 6.3. Satın alınan malzeme fiyatı ve değişken tipdeki evaporatörler için modül faktörleri.	75
Şekil 6.4. Verilen örnekteki çok etkili evaporatör modülüyle değişken fiyatların gösterilmesi	77
Şekil 6.5. Kararlı rejimde açık sistemin şematik gösterimi	80
Şekil 6.6. Termo-kompresör uygulanmış evaporatör şekli	82
Şekil 6.7. Termo-kompresör prensip şeması	83
Şekil 6.8. Termo-kompresör prosesinin mollier diyagramında gösterilmesi	84

TABLULAR LİSTESİ

Tablo 4.1. Bir işlemin dizaynında adımlar	28
Tablo 4.2. Evaporatörlerin seçimi ve dizaynı için gerekli kriterler ve bilgiler	37
Tablo 4.2. (Devam) Evaporatörlerin seçimi ve dizaynı için gerekli kriterler ve bilgiler	38
Tablo 5.1. Evaporatörlerin tüm ısı transfer katsayıları	48
Tablo 5.2. Evaporatör kuruluşunu etkileyen faktörler	60
Tablo 6.1. N'nin değişken değerleri için, komponent fiyatları	76
Tablo 6.2. Mollier diyagramından elde edilen veriler	85

BÖLÜM 1. GİRİŞ

Dünyadaki enerji tüketimine göz atıldığında, sanayi sektörünün ilk sırayı aldığı görülür. Enerji kullanımının artmasıyla, enerjinin optimum kullanılması gerekliliği ortaya çıkmaktadır. Sanayi sektöründeki ısı enerjisi tüketimi tüm enerji tüketiminin yaklaşık 2/3'nü oluşturmaktadır. Bu sektörün enerji tüketiminin %20-25'ni 200 °C'nin altındaki ısı enerjisi tüketimi oluşturmaktadır. Bu nedenle termal sistemlerde enerji verimliliğinin artırılması ön plana çıkmaktadır. Bu da termal sistemlerin dizaynının ne kadar iyi olması gerekliliğini ortaya koymaktadır.

Endüstride oldukça yaygın kullanılan ünit operasyonlarından biride evaporasyon işlemidir. Evaporasyon bileşenlerinden uçucu olmayan veya çok az uçucu olan iki bileşenli bir sistemin, uçuculuğu olmayanın (veya az olanın) bileşence zenginleştirilmesi veya uçucu bileşenin geri kazanılması için, ısıtılarak buharlaştırılmasından ibarettir. Bu işlemin yapıldığı cihaza da evaporatör denmektedir.

Genel olarak evaporatörlerde evaporasyona uğrayan ürün kıymetlidir. Evaporasyon operasyonunun yapıldığı şartlar oldukça farklılık göstermektedir. Evaporasyon yapılan sıvı sudan daha akıcı veya güçlükle akabilecek kadar viskoz olabilmektedir. Isıtma alanı üzerinde bir kabuk meydana gelebilmekte, kristal çökmesi olabilmekte, köpük oluşabilmekte veya yüksek sıcaklıkta ısıtılma sonucunda sıvı bozulabilmektedir. Çok sayıdaki böyle problemler, çok değişik tipte evaporatörlerin ortaya çıkmasına yol açmaktadır.

Bu problemlerin çözümü ve enerji verimliliğinin optimum olması amacıyla çok etkili evaporatörler kullanılmaktadır. Çok etkili evaporatörler genellikle fazla üretim yapan fabrikalarda kullanılmaktadır. Çok etkili evaporasyonla, tek etkili evaporasyona göre daha yüksek buhar ekonomisi sağlanır.

Çok etkili evaporasyon prensibi; bir evaporatörün çözücü buharını, onu takip eden evaporatörde ısıtma ortamı olarak kullanmaktan ibarettir. Çok etkili evaporasyonda çözelti akım beslemesi; eş yönlü, zıt yönlü, paralel yönlü ve karışık yönlü akım beslemesi şeklinde sınıflandırılmaktadır.

Bu çalışmada, yukarıda bahsedilen evaporasyon işlemi boyunca oluşacak problemlerin ve enerji kaybının en aza indirilmesi için kullanılacak optimum evaporatörün seçimi verilmiştir. Çok etkili evaporatörlerin besleme akım şekilleri incelenmiştir. En optimum evaporatör tipinin belirlenmesi için gerekli kriterler verilerek bir seçim tablosu oluşturulmaktadır. Çok etkili evaporatörlerin dizaynı her yönüyle işlenmektedir. Çok etkili evaporatörlerin dizayn işlemi için, adım metoduyla gerekli adımlar verilmektedir. Dizayn için gerekli olan; entalpi, enerji ve kapasite eşitlikleri verilmektedir.

Çok etkili evaporatörlerde ekonomi işlenmekte ve gerekli ekonomik bağıntılar verilmektedir. Çok etkili evaporatörlerde çeşitli uygulamalar işlenmektedir. Bu uygulamalardan, ekserji analizi işlenerek çok etkili evaporatörler için gerekli eşitlikler verilmektedir. Çok etkili evaporatörlerde termo-kompresör kullanımı açıklanarak, kısma valfi ile bir karşılaştırılması örnekle yapılmaktadır.

Ayrıca çok etkili evaporatörlerin dizaynında önemli bir kısmı içeren çok etkili evaporatörlerin optimizasyonu işlenmektedir. Optimum etki (n sayısı) ve optimal performans oranı çıkartılmaktadır. Bu işlemler bir örnekle açıklanmaktadır.

Dizayn işlemi bir bütünlük içinde yapılmalıdır. Bu çalışmada, çok etkili evaporatörlerin dizaynı için tüm bilgiler ve eşitlikler verilerek, en optimum dizaynın yapılabilmesi için gerekli bilgiler verilmektedir.

BÖLÜM 2. EVAPORASYON ve EVAPORATÖRLER

2.1. Evaporasyon Prensibi

Evaporasyon bileşenlerinden uçucu olmayan veya çok az uçucu olan iki bileşenli bir sistemin, uçuculuğu olmayanın (veya az olanın) bileşence zenginleştirilmesi veya uçucu bileşenin geri kazanılması için, ısıtılarak buharlaştırılmasına evaporasyon veya buharlaştırma işlemi denir. Çözücü olarak genellikle su kullanıldığından buharlaştırma işlemlerinde de genellikle su buharlaştırılmaktadır. Özellikle ilaç endüstrisinde sudan farklı benzen, karbon sülfür, karbon tetra klorür gibi çözücü bileşenlerde kullanılır. Çataltaş (1981)

Evaporasyon işleminde çözünenin buharlaşmaması ve çözücünün buharlaşması gereklidir. Evaporasyon operasyonu, üretim veya arıtma amacı ile kullanılan, kütle transferi, ayırma operasyonları adı verilen operasyonlardan biridir. Çoğu zaman destilasyon operasyonu ile karıştırılmaktadır. Arasındaki fark evaporasyonda buhar fazı sadece çözücü bileşenlerinden oluştuğu halde, destilasyonda her iki bileşende bulunur. Evaporasyon kristalizasyondan da farklıdır. Bu operasyon kristalizasyondan önce yapılır ve kristalizasyonun hızlanmasına yardım eder. Örneğin, tuzlu suların evaporasyonu ile tuz elde edilmektedir. Evaporasyon ile kristalizasyonun sınırı tamamen ayrılamamıştır.

Genel olarak evaporasyondaki ürün kıymetlidir. Sıvıdan ayrılan buhar dışarı atılır ve yoğunlaşır. Bazı hallerde bu buhar geri alınarak kullanılır. Besleme suyu olarak genel bir su kullanılırsa, boru içerisinde kireçlenme meydana gelir. Bu gibi durumlarda bazı özel operasyonlar yapılmalıdır. Örneğin, kazan suyu için arındırılmış su elde edilmektedir. McCabe et al (1987)

2.2. Evaporatörler

Evaporasyon işleminin gerçekleştirildiği cihazlara evaporatör denir. Evaporasyon işleminin yapıldığı şartlar, pratikte oldukça değişiklik göstermektedir. Evaporasyona tabii tutulan sıvı, sudan daha akıcı veya güçlkle akabilecek kadar viskoz olabilmekte, köpük oluşabilmekte, çok büyük kaynama noktası yükselmesine sahip olabilmekte veya yüksek sıcaklığa ısıtılma sonucunda bozulabilmektedir. Çok sayıdaki böyle problemler, evaporatörlerin mekanik yapılarında birbirinden oldukça farklılıkların ortaya çıkmasına sebep olmaktadır. Çataltaş (1992)

Ayrıca evaporasyon işleminde çok çeşitli karakteristliklere sahip çözeltilerle karşılaşmakta ve bunlara bağlı olarak da evaporatör tipleri değişmektedir. Pratik sebepler ve çeşitli endüstri kollarında meydana gelmiş alışkanlıklar, evaporatörlerin planlanmasına fazlaca tesir etmektedir. Evaporatörlerde, zamanla büyük değişiklikler görülür. Diğer bir problem evaporasyon için gerekli ısının verilmesidir. Bunun en ilkel şekli açık kaplarda ısıtmadır. Hatta güneş enerjisi, ekvatora yakın memleketlerde buharlaşma için bir ısı kaynağı olmaktadır. Başka bir metotta sıcak gazlar çözeltiler içerisinde geçirilmektedir. Elektrik enerjisi ile de direnç kullanılarak ısıtma yapılmaktadır. Ana unsur enerji maliyetinin düşük yapılabilmesidir. Bugünkü teknikte dolaylı ısıtma hakim olmaktadır. Bu tarzda ısıtıcı buhar bir borunun içinde yoğunlaşırken borunun dışındaki çözeltiliye buharlaşma ısını geri vermektedir. Sıvı, tüp içerisinde hareket halindedir ve sıvıyı terkeden buhar fazının basıncı da çoğunlukla büyük tutulur. Genellikle 2.8 atmosfer mutlak basınçta ısıtıcı buhar kullanılmaktadır ve kaynayan sıvı 0.9 atmosfer vakumda tutulmaktadır. Basınçla birlikte sıvının kaynama noktası da düşer, böylece büyük sıcaklık farkı elde edilmektedir ve evaporatörde ısı transfer hızı artmaktadır. İşlemlerin yürüyüşü evaporatör cihazları yanında çeşitli yardımcıılara da ihtiyaç gösterir.

2.2.1. Çözelti Karakteristliği

Buharlaştırma probleminin güçlüklerinin pratik çözümü için çözelti karakterinin konsantrasyonla nasıl değiştiğinin bilinmesi gerekmektedir. Çözelti özelliklerinin geniş

değişim alanında, mühendislik tecrübeleri ve ısı transferi bilgileriyle, bu işlemin gelişme olanağı sağlanmaktadır. Çözeltinin en önemli özellikleri şunlardır:

- **Yoğunluk (Konsantrasyon):** Buharlaştırılacak çözeltiler genellikle seyreltiktir. Evaporatörde gittikçe derişik olur. Çözeltide bulunan katı maddenin konsantrasyonu arttıkça, çözeltinin viskozitesi ve yoğunluğu da artmaktadır. Bu ısı transferi için uygun olmayan bir durum meydana getirmektedir. Bazen doymuş hale gelen çözelti daha da buharlaştırılırsa, kristalleşme meydana gelebilmektedir. Bu halde boru tıkanarak izole olmaktadır. Çözelti derişikleştikçe kaynama noktası da gittikçe yükselmektedir.
- **Köpürme:** Bazı maddeler, özellikle organik maddeler buharlaşma esnasında köpürürler. Bu köpük buhar ile birlikte buharlaştırıcıdan gitmektedir. Böyle anormal haller buharlaştırılan maddeler için bir kayıp demektir. Bunu önlemek için değişik endüstri kollarında çareler bulunmaktadır.
- **Isı duyarlılığı:** Bir çok kimyasal saf maddeler, özellikle kimyacılıkta kullanılan maddeler, orta sıcaklıkta bile kısa zamanda kısmen de olsa bozunmaya uğramaktadırlar. Böyle maddelerle çalışıldığı zaman özel bir teknik yoldan faydalanmalıdır. Genellikle çalışma sıcaklığını düşürme ve zamanı kısaltma yoluna gidilmektedir.
- **Kabuk:** Bazı çözeltiler ısıtıcı boru yüzeyinde kabuk bırakmaktadırlar. Bu halde etki azaldığından buharlaştırıcı durdurulmakta ve temizlik yapılmaktadır. Kabuk sert karakterde ve çözünmeyen bir madde olursa bu temizleme işi güç ve masraflı olmaktadır.
- **Yapım malzemesi:** Buharlaştırıcılar genellikle dökme demir ve çelikten yapılmaktadır. Birçok çözeltiler demiri oksitlendirmektedir. Bazı durumlarda çözeltiye yabancı madde karışmış olmakta ve çözelti kirlenmektedir. Bu gibi hallerde bakır, nikel, paslanmaz çelik, alüminyum, grafit ve kurşun kullanılmaktadır. Bu bahsedilen maddeler pahalıdırlar, fakat ısı iletimleri iyi olmaktadır. İlk yapım masrafının daima en az olması arzu edilmektedir. Hangi malzemenin kullanılacağı , mühendislik ekonomisi hesapları ile belirlenmektedir.

- Sıvının diğ er bazı özellikleri : Bu özellikler evaporatörün yapımı ve planı sırasında hesaba katılmaktadır. Bu özellikler; çözeltilinin özgül ısısı, donma ve kaynama noktaları, konsantrasyon ısısı, kaynama sırasında meydana gelen serbest gazlar, radyasyon, sterilizasyon ve patlama tehlikesidir. Belirtilen bu özellikler değı ştikçe, yapılmakta olan buharlaştırıcının tipi değı ştirilmektedir. Bu tip problemlerin çö-zümünde sıvının karakteristikleri hesaba katılmaktadır. McCabe et al (1987)

2.3. Evaporatör Tipleri

Evaporatörlerin, tesislerde kullanılma amaçlarına göre çok değı şik çeşitleri bulunmaktadır. Kesin bir sınıflandırma olmamakla beraber aşağıdaki sınıflandırma yapılabilir:

- I. Direk alevle ısıtılan evaporatörler
- II. Caket veya çift duvar içerisinde, bir ısıtma ortamı (sıcak gaz veya buhar) ile ısıtılan evaporatörler
- III. Borulu ısıtıcılara (eşanjörlere) sahip olan ve buharla ısıtılan evaporatörler
 - i. Kısa borulu evaporatörler
 - Yatay kısa borulu evaporatörler
 - Düşey kısa borulu evaporatörler
 - ii. Uzun borulu evaporatörler
 - Uzun borulu yukarı akışlı evaporatörler
 - Uzun borulu düşey akışlı evaporatörler
- IV. Zorlanmış dolaşımli evaporatörler
 - i. Isıtma sistemi içte, zorlanmış dolaşımli evaporatörler
 - ii. Isıtma sistemi dışta, zorlanmış dolaşımli evaporatörler
- V. Özel evaporatörler
 - i. Spiral borulu evaporatörler
 - ii. Karıştırıcı-film tipi evaporatörler

2.3.1. Direk Alevle Isıtılan Evaporatörler

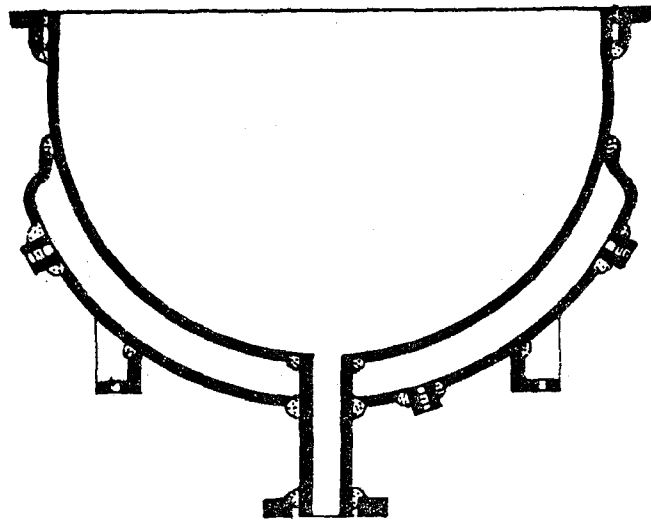
Bu sınıfa giren evaporatörlerin başında buhar üreticileri gelmektedir. Buhar üreticileri suyu direk alevle ısıtarak buharlaştırmaktadırlar. Bu evaporatörler en genel türler-

dendir. Oldukça basit bir sistemle, çeşitli ısıtma ortamları kullanılarak çözelti buharlaştırılmaktadır. Böylece istenilen buharlaştırma işlemi gerçekleştirilmiş olur.

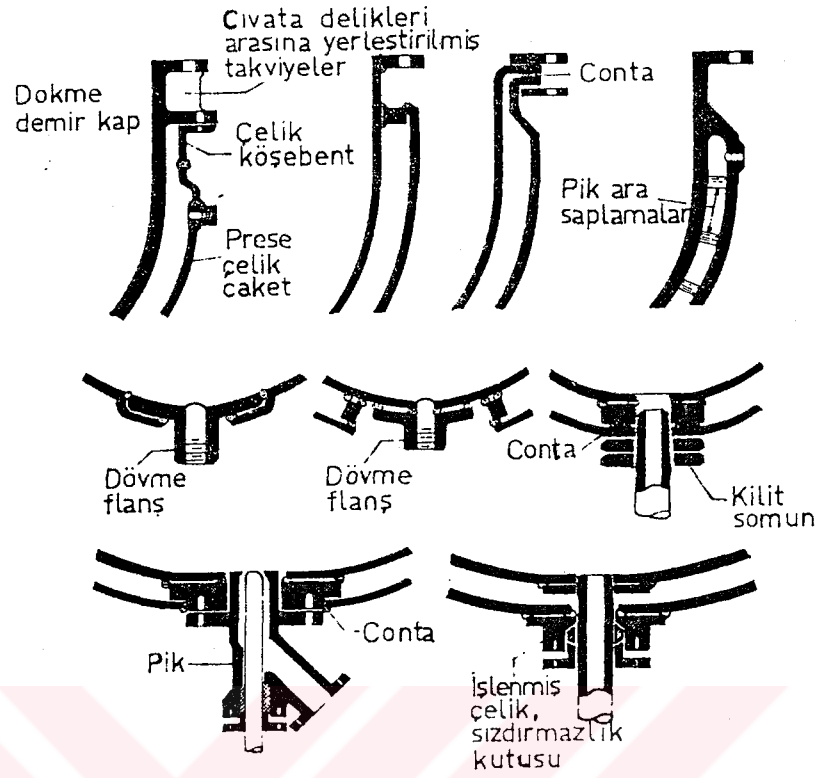
2.3.2. Caketli Evaporatörler

Buharlaştırılacak sıvının miktarı az olduğunda, operasyon caketli kazanlarda yapılmaktadır. Bunlar yapıldıkları malzeme ve yapılış şekilleri yönünden birbirinden oldukça farklı olmaktadır. Genellikle, kullanılan malzeme dökme demirdir. Evaporatör ve caket, ya tek parça olarak dökülmekte yada saçtan yapılmış caket dökme demirden yapılmış olan evaporatörlere dıştan kaynakla bağlanmıştır. Gıda maddeleri endüstrisinde paslanmaz çelik, alüminyum, bakır ve buna benzer metaller yaygın olarak kullanılır. Caket, levha halindeki metalden yapılmış olup, evaporatör gövdesine kaynak ve perçinle bağlanmıştır. Gıda maddeleri, ilaç ve hassas kimyasal maddelerin üretiminde iç kısımları emaye yapılmış evaporatörler daha fazla kullanılmıştır.

Şekil 2.1’de tipik bir buhar caketli kazan gösterilmektedir. Ufak kapasiteli evaporatörlerde kazan kısmı tek bir metalik levhadan, büyük kapasiteli evaporatörlerde ise çeşitli levhaların kaynaklanması ve lehimlenmesi ile meydana getirilmektedir. Kazan ve caket kısımlarının birbirine bağlanması ise kaynak ve lehimle yapılmıştır.



Şekil 2.1. Buhar caketli kazan



Şekil 2.2. Kazan-caket bağlantılarının çeşitli tipleri

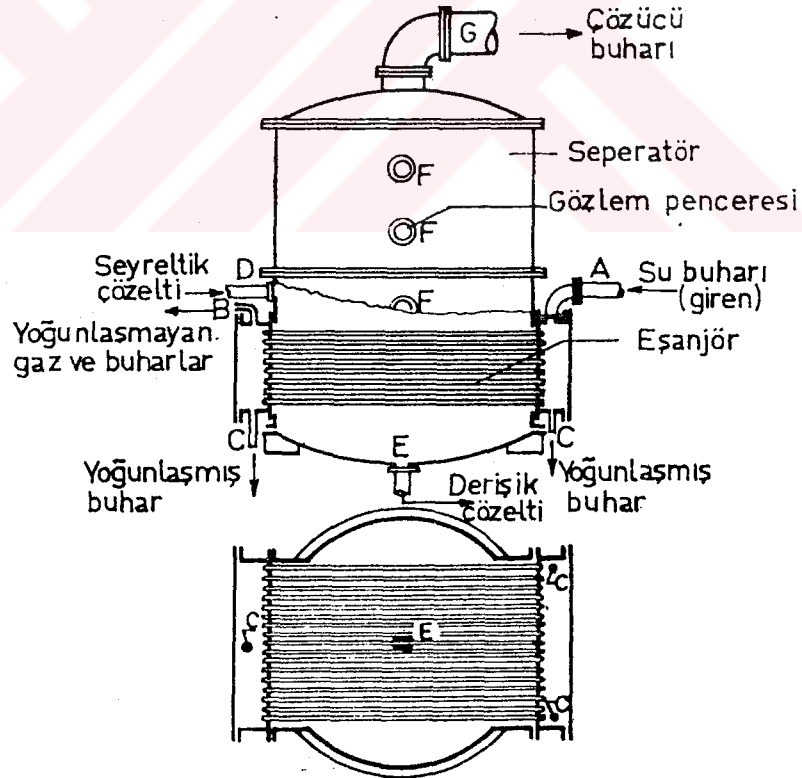
Kazan kısmının dibine bağlanmış bir boru kazanı boşaltmayı, caket kısmının dibine bağlanmış bir çıkış borusu ise yoğunlaşan su buharının dışarı alınmasını sağlamaktadır. Caketin üst kısmına yakın bir noktada, su buharının girişi ve yoğunlaşmayan gazların çıkışı için bağlantılar bulunmaktadır. Bu şekildeki evaporatörlerde ısı transfer gücü, buharlaştırılan sıvının vizkozitesine, sıvının karıştırılma derecesine ve (daha az olmakla beraber) kazanın yapıldığı malzemeye bağlı olmak üzere, 250 ile 1400 (kcal/h.m².°C) değerleri arasında değişmektedir. Şekil 2.2'de metalik levhadan yapılmış caketin kazan gövdesine bağlanması etrafı bir şekilde gösterilmektedir. Çataltaş (1992)

2.3.3. Yatay Kısa Borulu Evaporatörler

Yatay kısa borulu evaporatör tipi Şekil 2.3 'de görülmektedir. Boruların hepsi çözeltilinin içerisine dalmış haldedir. Borunun içindeki buhar yoğunlaşırken, alttaki çözeltilinin kaynadığı görülür. Evaporatörlerin bir çözeltili deposu bulunmaktadır. Evaporatör dik

bir silindir şeklindedir. Alt ve üst tarafları kapalıdır. Genellikle üst kısmı tabak şeklindedir. Alt kısmı ise konik. Buhar eşanjörü alt kısımda bulunmaktadır. İki ucunda tepsiler bulunur ve borular bu tepsilerin arasından uzanır. Sistem için gerekli buhar, buhar deposundan gelmektedir. Bu buhar A'dan girerek boruların içinde dağılır. Yoğuşmayan buhar B'den alınır, yoğuşan sıvı da C'den dışarı atılır. Buharlaş-tırılacak çözelti D'den girer, derişik hale geçtikten sonra E'den çıkmaktadır. Çözelti-den çıkan buharda G'den dışarı çıkar. F'ler gözetleme pencereleridir ve camdan yapılmıştır. Bu pencereler çözelti seviyesinin kontrolü bakımından önemli olmaktadır.

Yatay kısa borulu evaporatörler ucuzdur. Bunların bazı dezavantajları da bulunmaktadır. Bunların en önemlisi düşük ısı transferine sahip olmalarıdır. Çünkü düşük sirkü-lasyonludurlar ve boruların dışındaki kabuğun yok edilmesi oldukça zor bir problem-dir. Isıtıcı boruları yatay evaporatörlerde boruların sızdırmazlığı, bir sızdırmazlık lev-hası kullanılarak temin olunmaktadır. McCabe et al (1987)

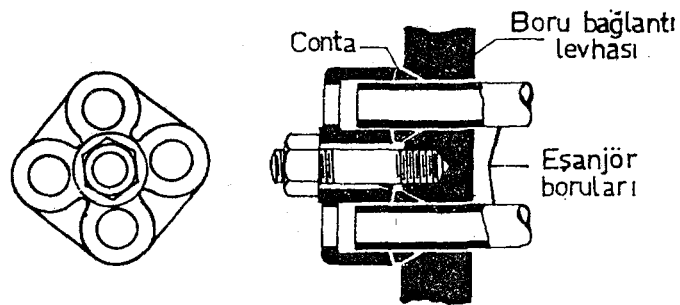


Şekil 2.3. Yatay kısa borulu evaporatör

Bir sızdırmazlık levhası Şekil 2.4'de görülmektedir. Sızdırmazlık levhası için kalın bir metal levha kullanılmaktadır, bu levha üzerine ısıtıcı borularının dış çaplarından biraz daha büyük çapta delikler delinmiştir. Bu deliklerin dış yüzeylerinde havşa açılmıştır. Isıtıcı boruları, her iki yönünden levhaları 2,5-3 cm aşacak büyüklükte kesilirler. Konik lastik contalar, boru uçlarından geçirilerek, sızdırmazlık levhası üzerindeki havşalara yerleştirilmişlerdir. Lastik contaların sıkıştırılması, contaların hem sızdırmazlık levhasına ve hem de ısıtıcı borularına iyi bir şekilde yapışması içindir. Borular dörder dörder özel bir tertibatla sızdırmazlık levhasına bağlanmaktadır. Bu yapı şeklinin en faydalı yönü, boruların değiştirilmesindeki kolaylık olmaktadır.

Isıtıcı boruları yatay evaporatörlerin çapları 90 cm ile 3.5 m arasında, ısıtıcıda kullanılan boruların dış çapları ise 2.2 cm ile 3.2 cm arasında değişmektedir. Orta kapasitede bir evaporatörün çapı 1.8 m ile 3.5 m ve yüksekliği de 2.5 m ile 3.5 m arasında bulunmaktadır. Bu evaporatörlerin saçtan yapılmaları mümkünse de, dökme demirin orta derecedeki korozyona dayanıklı oluşu sebebi nedeniyle, daha çok dökme demirden yapılırlar. Evaporatör içerisindeki çözelti seviyesi, ısıtıcı borularını her zaman bir miktar aşacak yükseklikte olmaktadır.

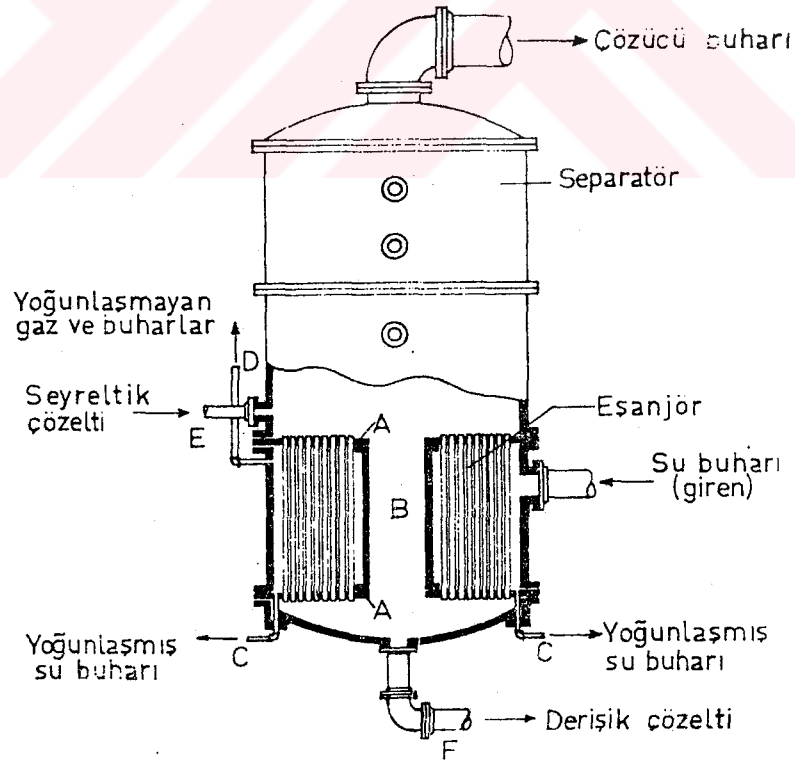
Isıtıcı boruları yatay evaporatörler arasındaki ufak farklar vardır. Bunlar, genellikle evaporatör gövdesinde görülmektedir. Evaporatörlerin genel yapısında ve parçaların bağlanışında durum hemen hemen aynı olmaktadır. Isıtıcı boruları yatay evaporatörler, derişikleşmeleri sırasında kabuk ve kristal oluşmasına neden olmayan ve viskozitesi düşük olan çözeltiler için özellikle uygun olmaktadır. Bu evaporatörün ısıtma sistemine ait birim alan fiyatı, diğer evaporatör tiplerine nispetle oldukça azalmaktadır. Çataltaş (1992)



Şekil 2.4. Yatay ısıtıcı boruları için sızdırmazlık levhası

2.3.4. Düşey Kısa Borulu Evaporatörler

Bunlar Şekil 2.5’de gösterilmiştir. Karakteristik tarafı, evaporatör gövdesinin büyük bir kısmının ısıtıcı boruları taşıyan metalik levha A ve derişikleşmiş çözeltilin toplama borusu B tarafından işgal edilmiş olmasıdır. Isıtıcı boruları, merkezdeki B borusu etrafına sıralanmış olup, bir taşıma levhasından diğer taşıma levhasına uzanırlar. Su buharı ısıtıcı boruların dışında, çözeltili ise içerisinde. Çözeltili, borular içerisinde kaynar ve boru ağzından buhar-sıvı karışımı halinde fişkirir. Buhar fazı, evaporatörün seperatör kısmına, sıvı faz ise merkezdeki B borusu ile evaporatör dibine akar. Yoğuşan su buharı ise ısıtıcının uygun bir yerinden (C boruları gibi) alınmaktadır. Yoğuşmayan gaz ve buharlar ısıtıcının üst kısmındaki bir noktadan (D gibi) evaporatörü terk ederler. Seyreltik çözeltilin girişi E ve derişik çözeltilin çıkışı F değışik olabilmekte ise de Şekil 2.5’de gösterilen tipin genel prensiplerinde bir değışiklik olmaz. Isıtıcı borularının içerisindeki çözeltili seviyesi, üst bağlantı levhasına oldukça yakın bulunmaktadır. McCabe et al (1987)



Şekil 2.5. Düşey kısa dikey borulu evaporatör

Borular içinden yukarıya doğru hareket eden çözelti bu boşluktan tekrar aşağıya iner. Bu boşluğun kesiti toplam geçiş alanlarının %25-40'ı kadardır. Asıl kaynama küçük borulardan geçerken olmaktadır. Tekrar aşağı inmek için merkezdeki kalın boruya dökülür. Derişik hale geçen çözelti, konik olan dip kısımdan alınmaktadır. Bu evaporatörde borunun içindeki çözeltinin hareketini sağlayan sirkülasyon kuvveti, alt kısımdaki çözelti yoğunluğu ile boru içerisindeki sıvı-buhar karışımının yoğunluğu farkından doğmaktadır.

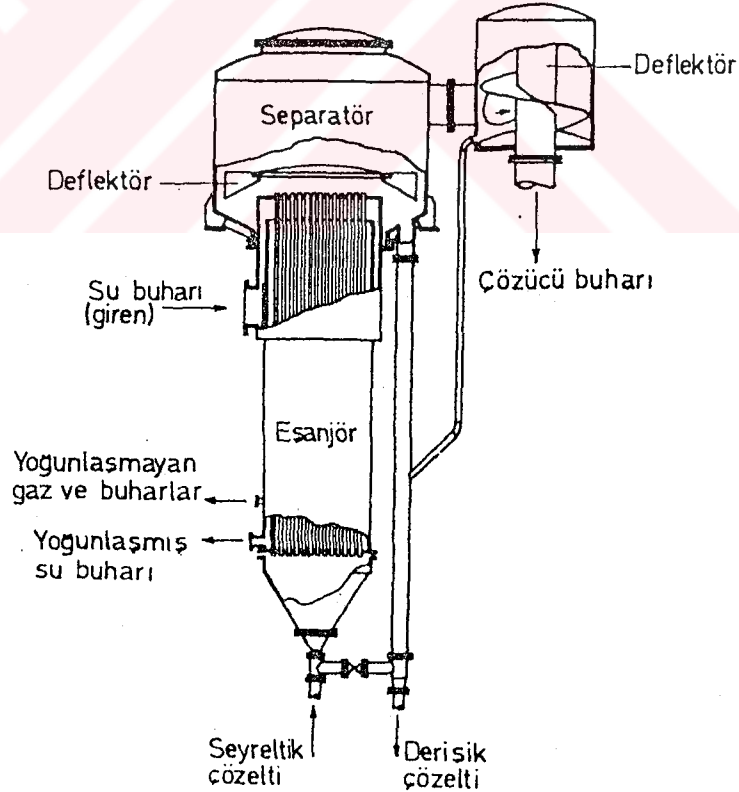
Kısa borulu dikey evaporatörlerde ısı transferi uygun bir maliyetle elde edilmektedir. Bunlar, boruların içi kolayca temizlenebildiği için, kabuk meydana getiren sıvılarla iyi çalışmaktadırlar. Doğal sirkülasyon kısa borulu dikey evaporatörlerde, uzun borulu dikey evaporatörlerdekine oranla daha çoktur. Isı transferi seyreltik çözeltilerle oldukça yüksek tutulabilmektedir. Fakat çözelti derişikleştikçe viskozitesi arttığından dolayı ısı transferinde güçlük çıkabilmektedir. Bu evaporatörler hesaplarla standardize edilebilmektedir. Gülbaran (1986)

2.3.5. Uzun Borulu Evaporatörler

Isıtıcı boruları içerisinde çözelti akım hızının yüksek olması, istenilen bir özellik olmaktadır. Genellikle yoğuşan buhara ait ısı transfer katsayısı, kaynayan çözeltilere ait ısı transfer katsayısından daha büyüktür. Böyle bir durumda tüm ısı transfer katsayısı, düşük bir değer alır. Kaynayan çözeltilere ait ısı transfer katsayısının yükselmesine sebep olan herhangi bir faktör (çözelti akım hızı gibi), tüm ısı transfer katsayısının değerini de yükseltmektedir.

Kaynayan çözelti taşıyan bir boru içerisindeki sıvı akım hızının yüksek olması, şu iki faydalı etkinin meydana gelmesine sebep olmaktadır; a) Yüksek akım hızı, viskoz film tabakasının ve tampon bölgesinin kalınlığını azaltmaktadır. b) Yüzeyle paralel akan çözelti, yüzeyde oluşan buhar habbeciklerini oluşturur oluşturmaz oradan koparıp uzaklaştırmaktadır. Isıtıcı boruları dışında çözeltinin yer aldığı (ısıtıcı boruları yatay) evaporatörlerde, belirli bir zaman (t) karşılığında maksimum ısı akımı elde edilebilmektedir. Zaman (t)'nin bu değeri üstünde, çözücü buharın ısıtıcı boruları yüzeyini

örtmesi sebebi ile, ısı akımı düşmektedir. Düşey ısıtıcı boruları içerisinde çözeltinin kaynaması halinde, t' nin böyle bir kritik durumu elde olunamamıştır. Isıtıcı boruları düşey evaporatörlerde, çok uzun ısıtıcı boruları (L/D 'nin 150'den büyük olması) kullanıldığı ve çözelti seviyesi düşük tutulduğu zaman, oluşan çözücü habbeciklerinin çözeltiyi sürüklenme kuvveti ve çözelti akım hızı çok yüksektir. Bu etkiden faydalınarak yapılan ilk evaporatör, 1890 yılında patenti alınan Kestner evaporatörü olmuştur. Bu evaporatör, Avrupada çok yaygındır. Şekil 2.6'da ısıtıcı boruları uzun bir evaporatör görülmektedir. Her yerde rastlanılan, ısıtıcı boruları düşey evaporatörlere benzemektedir. Diğer bir deyişle çözelti ısıtıcı boruların içerisinde, su buharı ise dışında bulunmaktadır. Bu evaporatörlerin ısıtıcı boruları, 3-6 cm çapında, 3-6 m uzunlukta olmaktadır. Isıtıcı boruları içerisindeki çözelti seviyesi, oldukça düşük tutulmakta, ısıtıcı borularının alt ucundan 60 cm ile 90 cm yüksekliğini aşmamaktadır. Isıtıcı boruların üst ucundan çözelti ve çözücü buharı bir karışım halinde fişkirarak, deflektöre çarparlar. Bu çarpma, buhar fazını çözelti damlacıklarından kurtarır ve oluşan sıvı faz, separator kısmının altında toplanır.

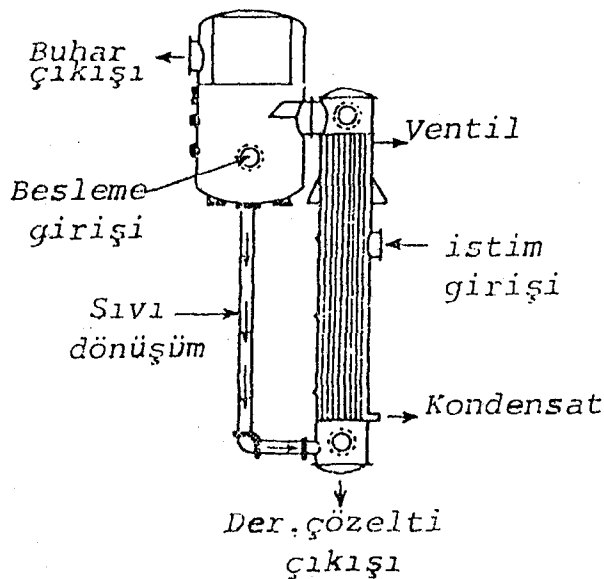


Şekil 2.6. Uzun borulu evaporatör

Bu evaporatörde derişik çözeltilinin, ana çözeltiliye karışmasını temin eden bağlantı borusu bulunmamaktadır ve çözeltili, ısıtıcı borularından bir kere geçmektedir. Çözeltili seviyesinin belirli bir değeri koruması için herhangi bir önlem alınmamıştır. Seyreltik çözeltili debisindeki değişmeler, derişik çözeltili yoğunluğunda değişmelerin meydana gelmesine sebep olmaktadır. Çataltaş (1992)

2.3.5.1. Uzun borulu yukarı akışlı evaporatörler

Böyle bir evaporatör Şekil 2.7'de görülmektedir. Bu evaporatörün önemli kısımları; a) Borulu ısı değiştiriciler, dıştan buhar içten çözeltili akmaktadır. b) Ayırıcı; buhar fazındaki çözeltili damlacıklarını ayıran kısım. c) Sirkülasyon aletlerinde, ayırıcıdan ayrılan çözeltiliyi ısı değiştiricinin altına veren sistem olmaktadır. Bu sisteme giriş çözeltilisi ile buhar verilmektedir. Borular içerisindeki çözeltili kaynamanın doğal sonucu olarak yukarıya doğru hareket etmektedir. Buhar fazından ayrılan sıvı da yoğunluğundan dolayı aşağı düşmektedir. Seyreltik giriş genellikle oda sıcaklığındadır. Bu çözeltili ayırıcıdan gelen sıvı ile karışmakta ve sisteme girmektedir. Boru içinde yükselen çözeltili, kısa bir mesafe sonra buharın ısını kazanmaya başlamakta ve kaynama olmaktadır. Kaynama ile beraber kabarcık oluşumu da başlar, borunun tepesine yakın bir yerde bu kabarcıklar aniden büyümekte, üst kısımda patlama yapmaktadırlar. Bu kısımda tanecikler hızla hareket eder ve bu büyük hızla dışarı atılırlar. McCabe et al (1987)



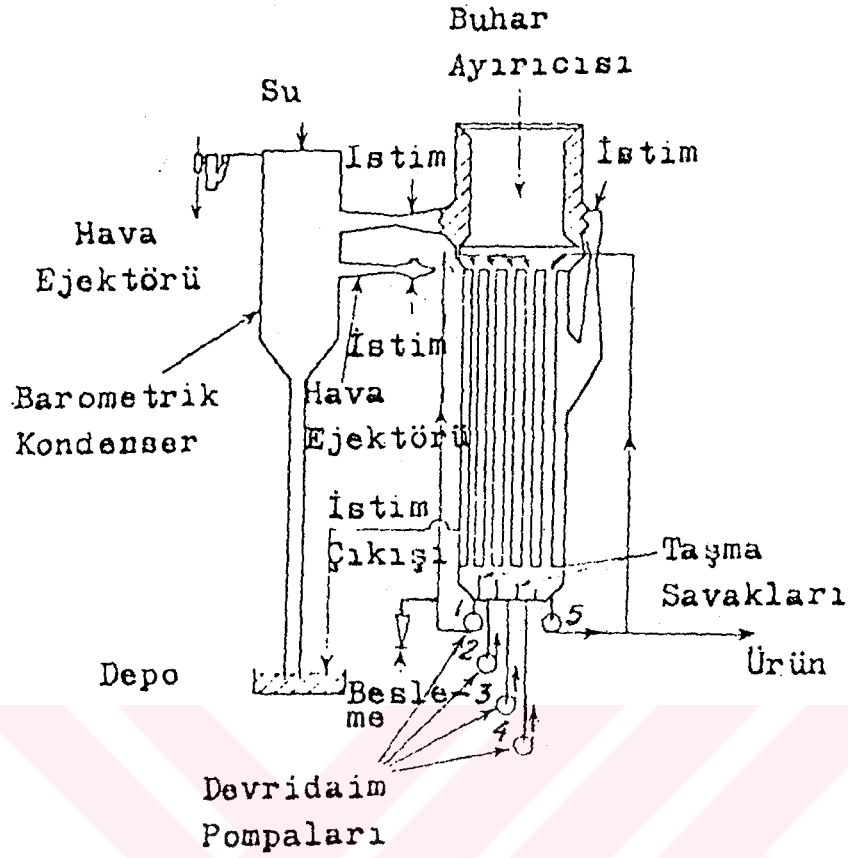
Şekil 2.7. Tırmanan-film uzun borulu dikey evaporatör

Borunun sonunda dışarı fırlayan buhar ve sıvı karışımı ayırıcıya gelmektedir. Ayırıcı borunun bitim yerinden başlamaktadır. Ayırıcıların çapları ısıtıcının çapından daha büyük olması gerekli olmaktadır. Şekil 2.7'de görüldüğü gibi bir tuzak vardır. Buhar ve sıvı karışım tanecikleri önce buraya çarpmakta, böylece sıvı taneleri buhardan ayrılmaktadır.

2.3.5.2. Uzun borulu düşey akışlı evaporatörler

Isıya karşı duyarlılığı fazla olan çözeltilerle çalışıldığı zaman, örneğin meyve sularının v.b.nin derişikleştirilmesinde ısıtıcı yüzeyde maddenin kalma süresinin minimum olması gereklidir. Bu da tek geçişli ve düşey akışlı evaporatörlerde yapılabilmektedir. Çözelti tepeden girer ve film halinde sıcak borulardan aşağı iner. Dip kısımda boruları terk eder. Bu sistemde buhar, sıvı tarafından aşağıya kadar taşınır ve dip tarafta çözelti ve buhar birbirinden ayrılmaktadır. Burada kullanılan borular 5-25 cm çapında olabilmektedir. Sistemin tepesinde, sıvıyı borulara dağıtan bir düzenleyici bulunmaktadır. Şekil 2.8'de bu cihaz görülmektedir. Dip kısımda borulardan çıkan çözeltiyi daha fazla konsantre etmek için bir defa daha geçmek üzere pompalar çözeltiyi boruların üstüne basmaktadırlar. Sıvı her bir etkiden bir defa geçer, fakat iyi bir konsantrasyon artışı elde edilmektedir. Bu evaporatörlerde ana problem, çözeltiyi borular içerisine daima aynı miktarda basmak ve dağıtmaktır. Bunu, boruların bitim yerine delikli bir metal yerleştirilmesi ile sağlanabilmektedir. Böylece çözelti her bir yere düzenli olarak akar.

Kullanılan başka bir metot da, çözeltiyi her bir borunun içerisine bir iğne ile enjekte etmektir. Geri sirkülasyon, çözeltide bozulma olmamak şartı ile iyi olmaktadır. Sıvının borulara iyi dağılması gereklidir. Böylece tek geçişli evaporatörden büyük miktarda hacmin akışı sağlanmış olmaktadır. Evaporasyon sırasında sıvı miktarı devamlı olarak azalmaktadır. Konsantrasyon miktarı da tek geçişli aletlerde bir limite yaklaşır. Yüksek konsantrasyon artışı için çeşitli aletler kullanılmaktadır. Düşey akışlı evaporatörlerde ısıya karşı hassas maddeleri ancak böyle kısa geçiş süreli ve sirkülasyonsuz olarak konsantre edebilmektedir. Bu cihaz aynı zamanda viskoz sıvılar için de elverişli olmaktadır. McCabe et al (1987)

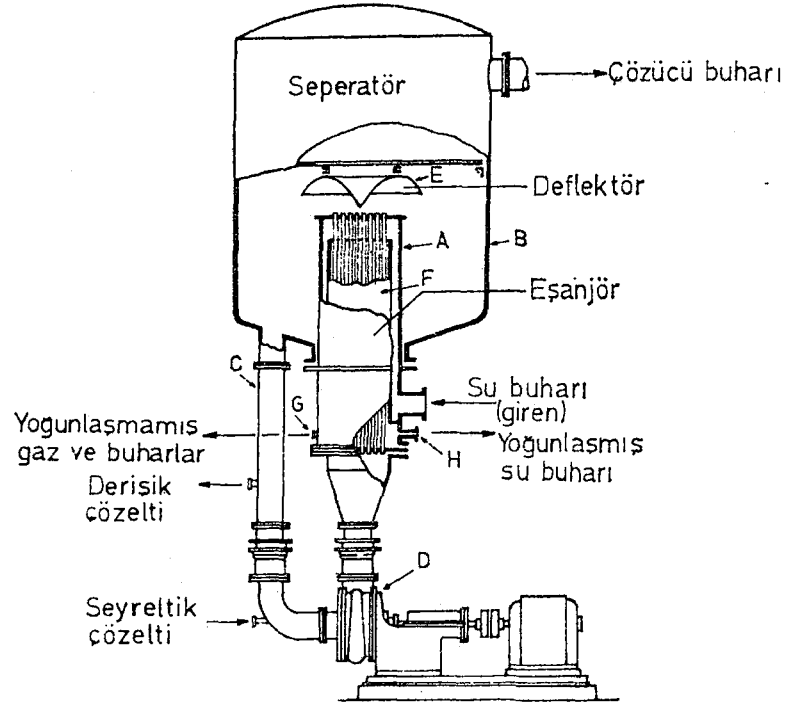


Şekil 2.8. Düşey akışlı evaporatör

2.3.6. Isıtma Sistemi İçte Zorlanmış Dolaşım Evaporatörler.

Bu şekilde çalışan bir evaporatör Şekil 2.9'da gösterilmiştir. Isıtıcı boruları, standart tipten (genellikle iç çapları 1.9 cm ve uzunlukları 240 cm) daha uzun ve daha dar olup, iki boru gömleği arasında bir ısıtma elamanına (A) sahiptir. Boru demeti buhar separatörü kısmında bir miktar yüksek bırakılmıştır. Bağlantı borusu (C) separatör kısmı ile pompa girişini (D) birbirine bağlar ve pompa, çözeltinin ısıtıcı boruları içerisindeki hareketini sağlamaktadır.

Çözelti, ısıtıcı boruları içerisinde yükselirken önce ısınır ve sonra kaynamaya başlanmaktadır. Çözelti ve çözücü buharı bir karışım halinde ısıtıcı borularının ucundan hızla fişkirir. Buhar-çözelti karışımı, içbükey deflektöre (E) çarpar, bu çarpma buhar ve sıvı fazlarının birbirlerinden ayrılmasını sağlamaktadır. Su buharının evaporatör girişi, boru demetinin alt ucundadır.



Şekil 2.9. Isıtma sistemi içte, zorlanmış dolaşım tipi evaporatör

Boru demetinin hemen içerisinde ısıtma elemanının üst kısmına kadar uzanan silindirik bir şaşırtma plakası (F) bulunmaktadır. Su buharı bu şaşırtma plakası ve ısıtma elemanlarının duvarı arasında yükselir ve ısıtıcı boruları etrafından geçmek üzere aşağı doğru akar. Böylece, yoğuşamayan gaz ve buharlar aşağı doğru itilir ve (G) noktasından dışarı atılırlar.

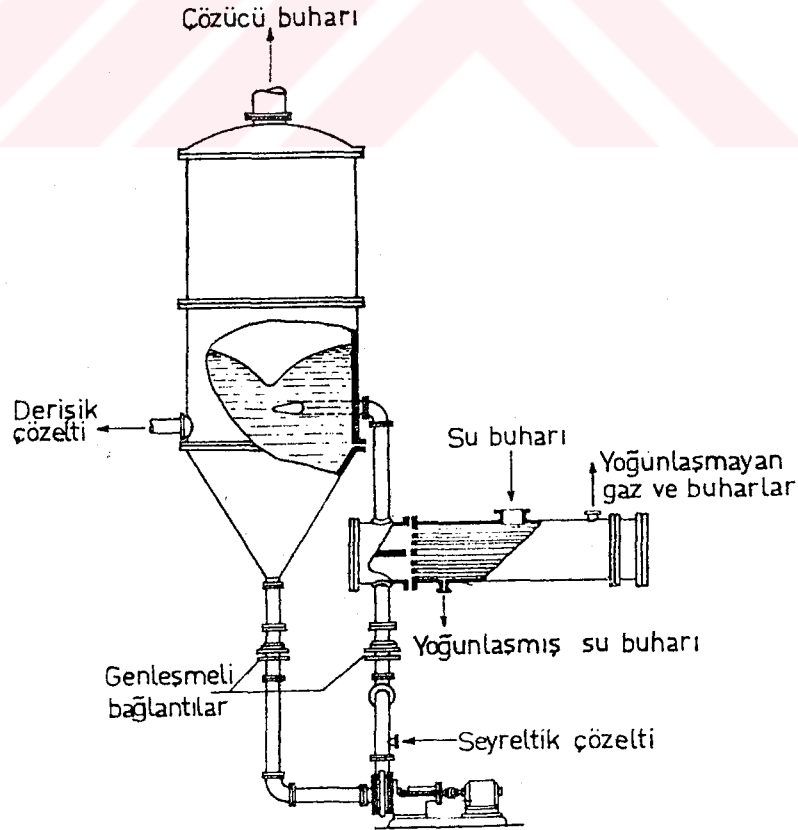
Yoğuşan su buharı, ısıtma elemanının alt kısmından (H) dışarı alınır. Bu evaporatör, özellikle köpüren, viskozitesi yüksek olan, ısıtma yüzeyi üzerinde kabuk veya kristal oluşmasına yol açan çözeltiler için uygun olmaktadır. Çataltaş (1992)

2.3.7. Isıtma Sistemi Dışta Zorlanmış Dolaşım Evaporatörler

Büyük boy evaporatörler için ısıtma sistemi dışta, zorlanmış dolaşım tipi uygun olmaktadır. Genellikle ısıtma sistemi dışta olan tipi kullanılmaktadır. Şekil 2.10'da gösterildiği gibi, ısıtma sistemi evaporatörün bir parçası olarak yapılmış olmayıp, tamamen evaporatörden ayrı, iki geçişli bir ısıtıcıdır. Sirkülasyon pompası çözeltiyi alıp, ısıtıcıdan geçirmekte ve evaporatörün esas gövdesine teğet bir girişle evaporatöre gönder-

mektedir. Bu durumda evaporatör gövdesi sadece bir püskürtme (flaş) odasından oluşmaktadır. Teğet giriş, bütün çözelti kütlelerine bir dönme hareketi verir ve bu hareket, buharın fazla miktarda çözelti damlacıkları taşımaksızın çözelti yüzeyinden kurtulmasını sağlamaktadır. Genellikle gerçek yükseklikler, çözeltinin ısıtıcı borularının içerisinde kaynamasını önleyecek, yeterli bir hidrostatik yük göz önüne alınarak hesaplanmaktadır. Kaynama, çözeltinin evaporatör gövdesine girdiği ve üzerinden basıncın kalktığı noktada meydana gelir. Bu tip evaporatörler daha çok, evaporasyonları esnasında kristal halinde çöktürülen, tuz ve elektolitik çözeltiler için kullanılmaktadır.

Şekil 2.10'da görüldüğü gibi, iki geçişli bir ısıtıcının kullanılması daha uygun olmaktadır. Çünkü daha az boru donanımına ihtiyaç gösterir ve ısıtıcı borularının değiştirilmesi daha kolay olmaktadır. Tek geçişli bir ısıtıcısında kullanılması mümkün olmaktadır. Eğer tek geçişli ısıtıcı kullanılacak olursa, boruların değiştirilmesi daha kolay olmamakla birlikte, düşey olarak bağlanmaktadır. Bu tip, tavan yüksekliği oldukça fazla bir yere ihtiyaç göstermektedir. Evaporatör gövdesi, ısıtıcı içerisinde kaynamanın meydana gelmesine engel olacak derecede, ısıtıcıdan yüksekte bulunmalıdır. Birçok büyük kapasiteli, modern tuz evaporatörleri bu tipte yapılmışlardır.



Şekil 2.10. Isıtma sistemi dışta, zorlanmış dolaşım tipi bir evaporatör

Şekil 2.10'da görülen evapoartörde tuz çökmesinin meydana gelmesi halinde, kristalize tuz ve çözeltilen ibaret karışımın devamlı olarak evaporatörden dışarı alınabilmesi için, biraz değişiklik yapılmıştır. Pompanın emme ve basma borularında genişleme bağlantıları bulunmaktadır. Bunlar, sıcaklık değişimlerinden ileri gelen diferansiyel genişmeleri zararsız kılmaktadır. Çataltaş (1992)

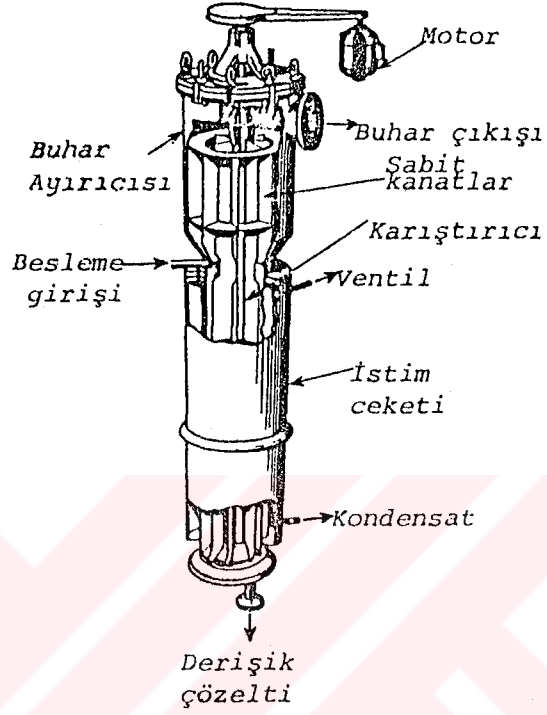
2.3.8. Spiral Borulu Evaporatörler

Bu evaporatörlerde spiral ısıtıcı borular, çözeltilin içine daldırılmıştır. Bunlar spiral içinde yoğuşmaktadır. Bu sistem destile su elde etmekte kullanılmaktadır. Küçükleri viskoz sıvıların konsantre edilmesinde kullanılır. Şeker endüstrisinde kristalizörlerde de spiral evaporatörler kullanılır. Kazanda aynı eksenli iki eliptik halka vardır, içerisine kızgın buhar yolları, çözeltide buhar kabarcıkları oluşur ve ayrılan buhar direk soğuk su ile temas ettirilerek yoğuşturulur. Yoğuşmayan gazlar pompa ile alınır. Gülbaran (1986)

3.9. Karıştırıcı-film Evaporatörleri

Isı transferine karşı direncin başlıca sebebi, sıvı tarafının ısı iletimine karşı gösterdiği dirençtir. Hangi metot bu direnci küçültürse, bu bize büyük gelişme sağlamaktadır. Sıvı ne kadar türbülans olursa ısı transferi o kadar büyük olacaktır. Şekil 2.11'de gösterilen cihaz türbülans akımı arttıran mekanik titreşimi sağlayan bir cihazdır. Çözelti ceket bölgesinin üstünde evaporatöre girmektedir. Dış kısmında ısıtıcı buhar bulunur. Çözelti iç kısımdadır. Karıştırıcının dikey olan bıçakları bulunmaktadır. Bu, motor yardımı ile hızlı dönmekte ve mekanik olarak titreşim sağlamaktadır. Buharlaşma bölgesi yukarıdadır ve daha geniş çaplıdır. Derişik çözelti dipten alınmaktadır. Bu bıçaklar, üzerinde bulunan sıvı damlacıklarını cidara doğru itmektedir. Sonra tekrar aşağı inerler. Serbest buhar, sistemi tepeden terk eder. Bu titreşimli film evaporatörlerin en önemli avantajı viskoz sıvıların da büyük ısı transferinin sağlanabilmesidir. Diğer evaporatörlerde viskozite yükseldikçe ısı transferi düşmektedir. Fakat bu evaporatörde düşme miktarı az olmaktadır. Bu tipin yüksek viskoziteli çözeltiler için doğal ve kuvvetli sürkilasyonlu evaporatörlerden daha etkin olduğu görülmüştür. Yüksek viskoziteli ve ısı duyarlılığı fazla olan maddeler için de kullanılır. Örneğin,

jelatin, lateks kavuçuğu, antibiyotik ve meyve suları, v.b. Bunun da iyi olmayan tarafları bulunmaktadır. Bunlar, fiyatının yüksekliği, iç kısmının dönmesinin büyük özen istemesi ve kapasitesinin düşük olmasıdır. McCabe et al (1987)



Şekil 2.11. Karıştırıcı-film evaporatörü

BÖLÜM 3. ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLER

Tek etkili evaporatöre oranla verimi artırmak için genel metot çok etkili evaporatörle çalışmaktır. Çok etkili evaporatörde buhar ve kondensat basınçları birbirinden farklı olmaktadır. Her bir etki (kademe) için ısıtıcı buhar basıncı, elde edilen buhar basıncından daha büyüktür. Evaporatörün her bir etkisi tek bir etki gibi çalışmaktadır. Her bir etkideki sıcaklık düşmesi, bu etkideki basınç düşmesine bağlıdır. Sistemin işletmeye alınmasından önce her bir etki tek etkili olarak sisteme alınmaktadır. Sonra çok etkili olarak bağlanır. Etkiler birbirine borularla bağlanmıştır.

3.1 Çok Etkili Evaporasyon

Evaporasyon işlemi endüstriyel uygulamalarda tek etkili, termo-kompresyonlu ve çok etkili olmak üzere üç sınıfta toplamak mümkündür. Tek etkili evaporatör sisteminde derişikleştirme sadece bir evaporatörde meydana gelmektedir. Termo-kompresyonlu evaporasyon işlemi ise çözücü buharı sıkıştırılarak sıcaklığı artırılıp ısıtma buharı olarak kullanılmasıdır. Çok etkili evaporasyon ise derişikleştirme işleminin birden fazla evaporatörde çeşitli çalışma rejimlerinde gerçekleştirilmesidir.

Çok etkili evaporasyonun genel prensibi, bir evaporatörün çözücü buharını, onu takip eden evaporatörde ısıtma ortamı olarak kullanmaktır. Evaporasyonun çok etkili olması, evaporatör yapısında bir değişiklik gerektirmez. Çok etkili evaporasyon sadece evaporatörler arası bağlamadan ibarettir. Genellikle fazla üretim yapan fabrikalarda kullanılır. Bundan maksat, tek etkili bir evaporatörle ulaşılandan daha yüksek buhar ekonomisi temin etmektir.

Çok büyük kapasitelerde evaporatör dizaynı büyük hacimler gerektirdiğinden, limit kapasitelerde tek etkili evaporasyon ekonomik olmamaktadır. Bu mahsuru ortadan kaldırmak amacıyla birden fazla evaporatör aşağıda sıralandığı çalışma rejimleriyle beraber çalıştırılarak evaporatör kapasitesi artırılabilir.

- I. Eş yönlü çalışma
- II. Zıt yönlü çalışma
- III. Paralel yönlü çalışma
- IV. Karışık yönlü çalışma

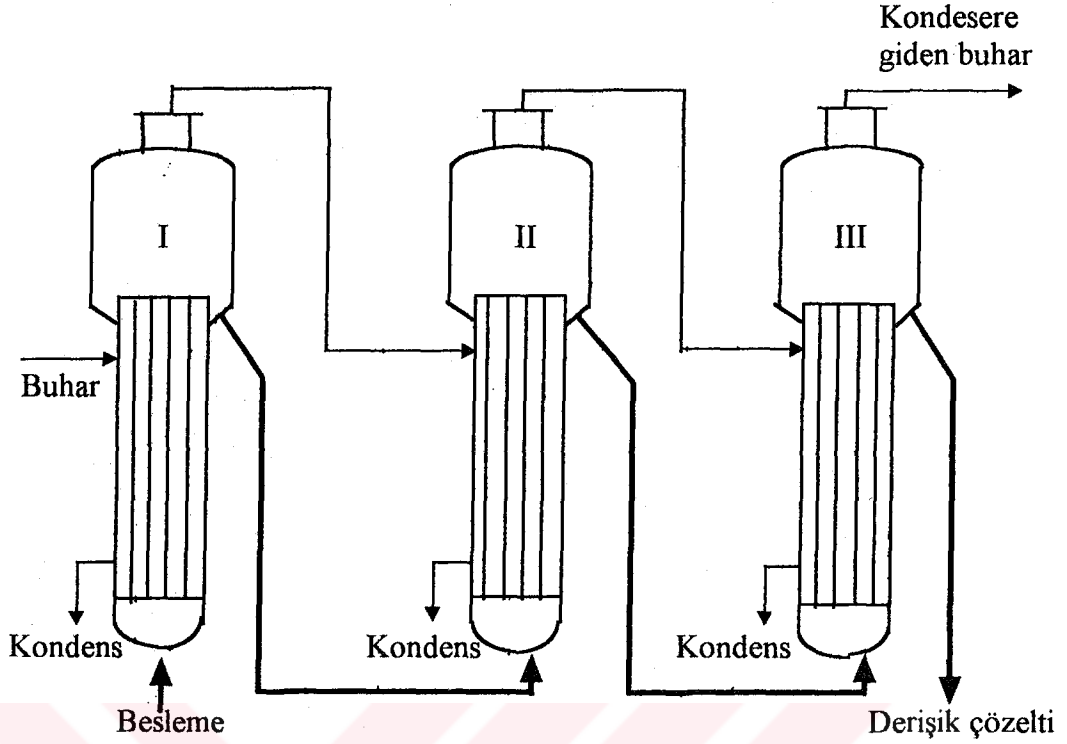
Genel olarak çok etkili evaporatörlerde bir evaporatörün çözücü buharı diğer evaporatörün ısıtma elemanına gönderilerek buhar tasarrufu sağlanmaktadır. Aynı şekilde bir evaporatörden alınan derişik çözelti diğer evaporatörün besleme akımını meydana getirmektedir. Çok etkili evaporatörler bataryasında çözelti akım yönü ile çözücü buharlarının akım yönleri karşılaştırılarak yukarıdaki çalışma rejimleri meydana gelmektedir.

3.2. Eş Yönlü Akımla Çalışan Çok Etkili Evaporatörler

Eş yönlü akımla çalışan çok etkili evaporasyonda I. evaporatörü besleyen besleme akımı yeterince derişikleştirildikten sonra II. evaporatöre verilir. Bu işlem evaporatör sayısına göre devam etmektedir. Verimli bir çalışma yaklaşık olarak 10 evaporatör civarında bulunmaktadır. I. evaporatörün çözelti buharı, onu takip eden evaporatörün ısıtma ortamı olarak kullanılmaktadır. Bu nedenle evaporatör sıcaklıkları I. evaporatörden itibaren düşmektedir.

Bu tip evaporasyonda, konsantrasyonu arttıkça sıcaklıkla değişen çözeltilerin evaporasyonunda iyi sonuçlar alınmaktadır. Sıcaklığın en düşük olduğu evaporasyonda, konsantrasyon en yüksek olmaktadır. Sıcaklığın en yüksek olduğu I. evaporatörde konsantrasyon en düşük olmaktadır.

Şekil 3.1'de eş yönlü akımla çalışan bir evaporatör sisteminin prensip şeması görülmektedir. Saraç (1981)



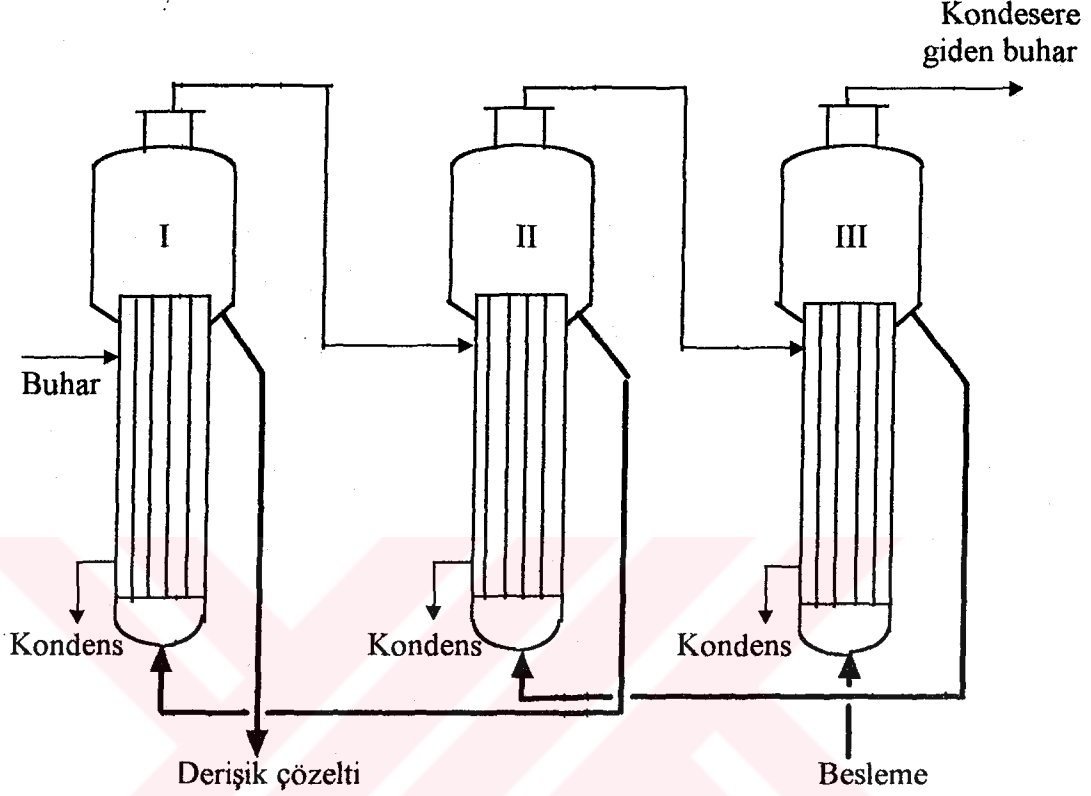
Şekil 3.1. Eş yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması

3.3. Zıt Yönlü Akımla Çalışan Çok Etkili Evaporatörler

Zıt yönlü çalışan çok etkili evaporatörlerde seyreltik çözelti, ısıtma ortamı olarak kullanılan çözelti buharının hareketine zıt olarak hareket etmektedir. Diğer bir deyişle, seyreltik çözelti en son evaporatörden beslenmektedir. Yeterince derişikleştikten sonra sondan bir evvelki evaporatöre beslenerek bu işlem I. evaporatöre kadar devam etmektedir. Derişik çözelti I. evaporatörden alınmaktadır. Bu tip besleme ile, seyreltik çözeltilerin düşük kaynama sıcaklıklarında kritik konsantrasyona kadar derişikleştirilerek bozulması önlenir. Bazı uygulamalarda düşük konsantrasyonlara sahip asetaldehit veya bazı esterler yüksek sıcaklıklarda kaynatıldığı zaman çeşitli maddelere dönebilirler. Bu durumu önlemek amacıyla sözü edilen kritik konsantrasyona ulaşılabilir.

Bu sistemde konsantrasyonun en yüksek olduğu evaporatör sıcaklığı en yüksek olan evaporatördür. Zıt yönlü çalışan bir sistem Şekil 3.2’de gösterilmiştir. İlk evaporatöre ısıtma buharı verilip I. evaporatörde çözücü buhar oluşturulmaktadır. I. evaporatörün

çözücü buharı II. evaporatörün ısıtma buharı olarak kullanılmaktadır. Bu işlem son evaporatöre kadar böylece devam etmektedir. Saraç (1981)

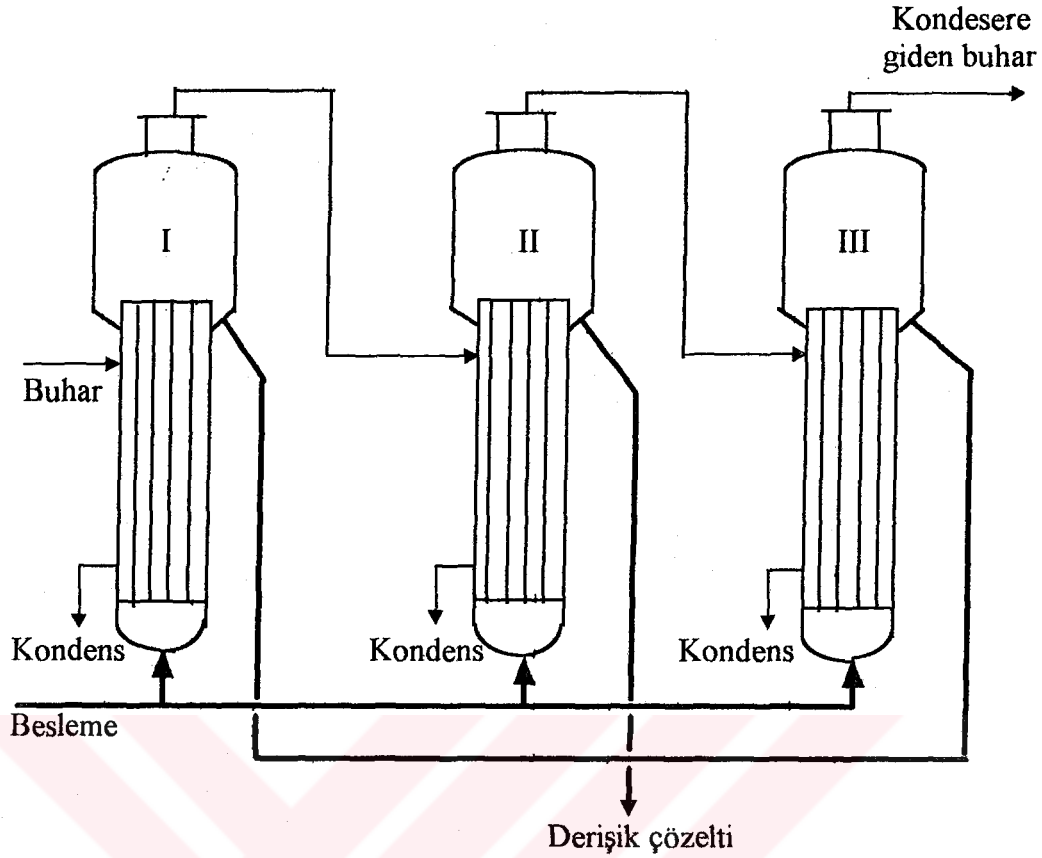


Şekil 3.2. Zıt yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması

3.4. Paralel Yönlü Akımla Çalışan Çok Etkili Evaporatörler

Paralel yönlü beslemede seyreltik çözelti, evaporatör sayısı kadar eşit debiye bölünecek ayrı ayrı her evaporatöre gönderilmektedir. Beklenen derişikliğe ulaşan çözelti her bir evaporatörden alınarak sistemin derişik çözelti akımı oluşturulur. Paralel yönlü çalışmada evaporatörler çoğunlukla aynı sıcaklık ve basınç altında çalışmaktadırlar. Endüstride saf su eldesinde kullanılmaktadır.

Bu çalışma sisteminde ısıtma buharı ilk evaporatöre verilmektedir. Oluşan çözelti buharı II. evaporatörün ısıtma ortamı olarak kullanılmaktadır. Sonuncu evaporatöre kadar böyle devam etmektedir. Bu sisteme ait prensip şema Şekil 3.3'de gösterilmiştir. Saraç (1981)

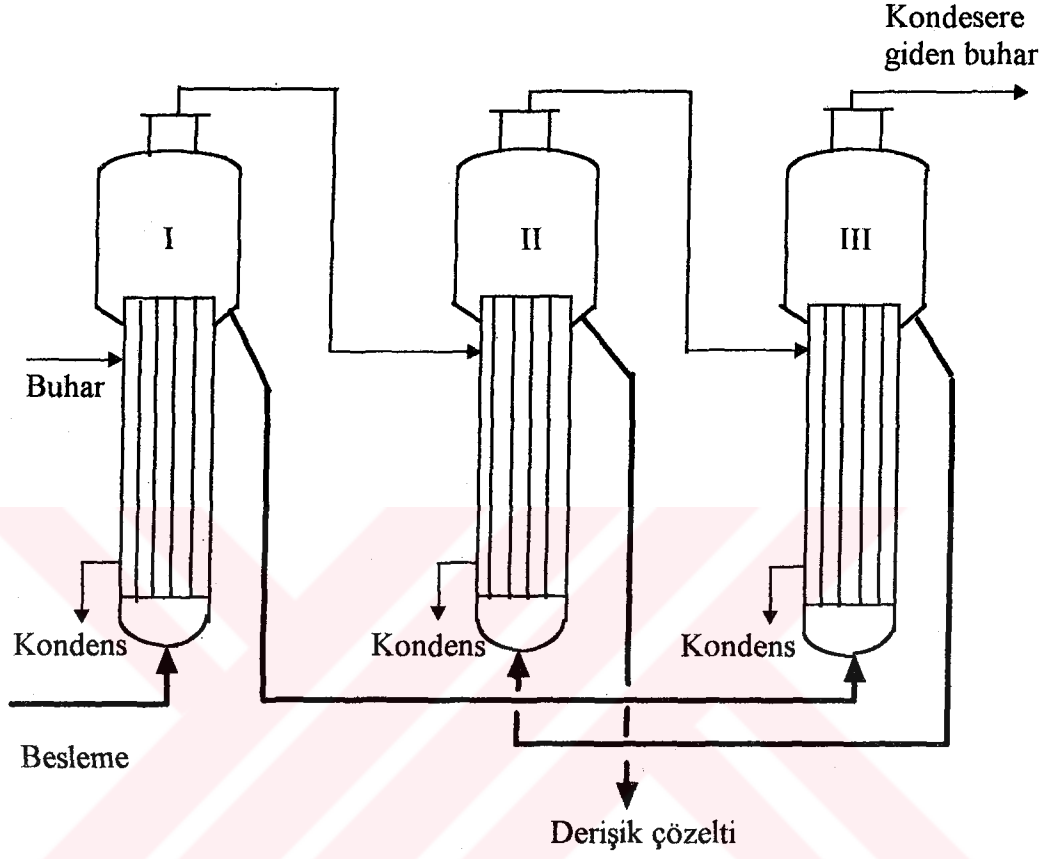


Şekil 3.3. Paralel yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması

3.5. Karışık Yönlü Akımla Çalışan Çok Etkili Evaporatörler

Karışık yönlü çalışma sistemi yukarıda verilen üç çalışma rejiminin karışımlarıyla meydana çıkarılan çalışma şeklidir. Çözeltinin evaporasyon basıncı ve sıcaklığına bağlı olarak ortaya çıkan fiziksel özellikler (yüzey gerilimi v.b.) gözönüne alınarak çeşitli şekillerde uygulanırlar. Bu çalışma sistemi için, Şekil 3.4’de eş yönlü akım ile zıt yönlü akımın birlikte kullanıldığı örnek görülmektedir. Sistemde seyreltik çözelti I. evaporatöre beslenerek konsantrasyonu biraz arttırılarak III. evaporatöre gönderilmektedir. III. evaporatörden alınan daha derişik çözelti II. evaporatöre beslenmektedir. Sistemde evaporasyon uygulanacak çözeltinin fiziksel özellikleri incelenirse; I. evaporatörün evaporatör basıncı ve sıcaklığı gibi çözeltinin fiziksel özelliklerinde ani bir değişiklik görülmemektedir. Fakat bu basınç ve sıcaklığı geçtikten sonra, belirli bir konsantrasyona kadar anormal seviyede, yüzey gerilme katsayısı artması veya diğer fiziksel özellikler görülmektedir. Bunu önlemek amacıyla, I. evaporatörden alınan çözelti II. evaporatör yerine daha yüksek vakumda çalışan ve sıcaklığı düşük olan

III. evaporatörde, fiziksel özelliklerin deformasyona uğradığı kritik konsantrasyon aşıldıktan sonra III. evaporatörde elde edilen çözelti II. evaporatöre gönderilmektedir. Böylece derişik çözelti II. evaporatörden alınmaktadır. Saraç (1981)



Şekil 3.4. Karışık yönlü akımla çalışan çok etkili evaporatör prensip şeması

BÖLÜM 4. ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLERİN DİZAYNI

4.1. Genel Dizayn İşlemi

Mühendislik problemlerinin çözümünde genellikle net bir çözüm sağlanır. Dizayn problemlerinde ise, net bir çözüm her zaman sağlanamaz. Bunun nedeni; dizayn işlemine, ekonomiklik, kullanılabilirlik, malzeme seçimi, bakım kolaylığı gibi birçok kriterlerin etkisini göstermesidir. Yine de yapılan çözüm dizayn yapılmış sistem için iyi bir çözümdür. Örneğin bir mühendis, içinde kriyogerik sıvı olan bir tankı belli bir sıcaklıkta mevsim değişikliklerine karşı tankı izole etmeyi seçmekte ve soğutma cihazlarında oluşacak kapasite dalgalanmasını modernize edilmesini seçebilmektedir. Başka bir dizayn mühendisi fazladan ağırlık oluşturan ızalasyonlu tankın konstrüksiyonunu, yerden kolay tamir edilmesi üzerine seçim yapabilmektedir. Bazı dizayn işlemlerinde ise, özel olarak istenen bazı özellikleri sağlamak esas kazanmaktadır.

Bütün durumlarda, ekonomik olarak bir alternatifin bir başkasına göre daha iyi olduğu gösterilebilmektedir. Bazen karar ekonomik faktörlerden başka faktörlerde bağlıdır. Bunlar; yere ve politik iklimlendirmeye bağlılığı, estetik, kirlilik, ses, ışığın yoğunluğu, trafik etkisi ve görev sırası gibi faktörlerdir. Bazı projelerde, örneğin bir nükleer güç santralinde güvenlik ilk planda düşünülmektedir. Bazı yöneticiler endüstriyel reaksiyona veya halkı zararlı şeylere karşı korumayı gerekli görmüşlerdir. Diğer yöneticiler ise, tesisin nasıl pahalı olduğuna bakmayıp uygun çalışması ve başlangıçtan itibaren sürekli istenilen işlem etkinliğinin sağlanabilmesini istemektedirler.

Her ne kadar teknik elemanlar, dizayn problemlerine bir dereceye kadar farklı bir şekilde yaklaşmasına rağmen, çoğunlukla altı adım benzerdir. Bunlar aşağıda verilmiş ve tablo halinde gösterilmiştir. Normalde bunların işlevleri, bir kural gibi 1'den 5 kadar ki adımlar çoğu kez tekrarlanır ve her biri ekonomik analiziyle zarifleştirilir.

I. Adım: Fikir ve tanımlama

Birinci adım, bir denetleyici tarafından eksik bırakılmış olarak tamamlanabilir veya birinci adım projeye ilgili kişilerle ve mühendisler arasındaki bir takım görüşmelerle tamamen gerçekleştirilebilmektedir.

Örneğin, tam olarak nasıl sonuçlanmalıdır? Fazla kapasite gerekli midir? İlk kapasite küçültülmeli midir? Konstrüksiyon malzemelerin pahalı olması, iş yapılmasında korozyon ve sonra gelen tamir fiyatlarını azaltır mı, veya tersi midir? Bazı cevaplar daha sonra ki tecrübelerden açıkça belli olmaktadır. Tanımlama ve fikirlerin bir çok maddeleri her yeni projede yeniden uygulanmalıdır. Oldukça sık bir dizayn işlemi yapan kişi en iyi seçim için temel sağlamak üzere bir çok araştırmalar yapmaktadır. Bir çok durumda yapılan bu araştırmalar, projede elde edilen bilgilerin kullanılabilirdiği durumlarda bile tekrar düşünülmektedir.

II. Adım: Akış Diyagramı Oluşturma

Proje düşünülüp, tanımlanıp ve tasnif edildikten sonra çözüm tarzı nadiren bellidir. genellikle potansiyelin ve imkanların çok olmasının istendiğinde akış diyagramının oluşturulması gerekli olmaktadır. Birçok belirsizliklerin olması durumunda bile, bir işlem akış diyagramı kurmak genellikle mümkündür. Bu adım bir çok sonucun erkenden alınması için gerekli olmaktadır. Akış diyagramının üretilmesi, problemin karmaşıklığının giderilmesine yardımcı olmaktadır. Adımları yerine getirmede ve enerji dengelerinde çok önemli işlem değişkenleri sık sık açığa çıkarılmaktadır. Bu işlem, istenen değerlerin gerçekleştirilmesinde önemlidir.

Tablo 4.1. Bir işlemin dizaynında adımlar

1	Fikir ve tanımlama
2	Akış diyagramı oluşturma
3	Cihazların dizaynı
4	Ekonomik analiz
5	Optimizasyon
6	Rapor

Akış diyagramı bilginin nerede eksik olduğunu saptacaktır. Özellikle yerinde yapılmış ve tamamlanmış akış diyagramı kişisel ekipman maddelerin dizaynı için gerekli bilgileri

içermektedir. Genellikle yapılan değişikliklerden sonra bile akış diyagramı tekrar düzenlenebilir ve dizayn hesaplarının kolay bir biçimde tekrarlanmasına olanak tanır. Bir dizayncı yeni bir projeye nereden başlayacağını bilmediğinde, akış diyagramından başlayabileceği söylenir. Verimli bir yaklaşıma güvenmek, bu uygulamalar ile açığa çıkar.

III. Adım: Cihazların (Donanımların) Dizaynı

Cihazların fiyatları proses ekonomisinde önemlidir. Bölümsel dizayn işleminin en azından fiyat belirlemesinden önce yapılması gereklidir. Başlangıç dizayn değerleri için, cihazların özellikleri çabucak ve çok büyük detaylarla uğraşılmadan belirlenmelidir. İşlem için belirlenmiş sınırlı bütçeler nedeniyle bu gerekli olmaktadır. Kısa değerlendirme metodlarıyla ve bu işle uğraşan elemanın izlediği metotla yapılan değerlendirme, tam bir değerlendirmeye yakındır.

Bu değerler için gerekli işlemler ve kesin değerler, birim işlemler şeklindedir. Fakat cihaz kalınlığı, yapım malzemesi, imali gibi bütün değerler cihaz sipariş edilmeden önce belirlenmelidir.

IV. Adım: Ekonomik Analiz

Yapılmakta olan bir çok işlem çalışmaları, bir soruya yol açmaktadır. Bu soru yatırım parasının ne kadarının geri dönmesinin beklendiği işlemdir. Sorunun yanıtı; ham malzeme, işçilik, donanım ve diğer işlem fiyatları gibi bilinen üretim işlemleri için, bir kesin ekonomik tahmini gerçekleştirmeyi sağlamaktadır.

Enflasyonla paranın değer kaybetmesi, vergiler ve diğer faktörler kesin ekonomik tahmini etkiler. Bu gibi faktörlerde düşünülmelidir ve yöneticiliğin tam anlamı olan bir usulde değer biçilmelidir. Her ne kadar mühendisler kadar ekonomistler, çoğunlukla dizayn donanımı için yeterli değilse de, ekonomik parametrelerin işletilmesinin detayları ekonomistlerin sahasıdır. Ham malzeme ve diğer işlem fiyatlarının değerlendirilmesini daha iyi tanımlarlar.

V. Adım: Optimizasyon

Mühendislik ve ekonominin bir birleşimi olan optimizasyon var olan alternatif dizayn şekilleri için gerekli olmaktadır. Optimizasyon dizayn projelerinde bir çok noktada yapılmalıdır. Genellikle boru boyutlarının tanımlamasında olduğu gibi optimum tasarımı, bu işle uğraşan teknik elemanların yapmış olduğu tasarımlardan yapılabilmektedir. Bazı durumlarda, bir mühendis geçmişte benzer alternatif seçeneklerle ilgili tecrübelerle sahipse optimum seçimi, genel hassasiyetle basit bir adım olarak yapabilmektedir. Bazı ayırıcı özelliklerde, optimum uygulamalar altında bir kısım proses ve konfigürasyonlar için iyi bir şekilde tanımlanması gereklidir.

VI. Adım: Rapor

Bir dizayn raporu, yalnızca mevcut aylık üretim veya yıllık çabayı gösterebilir. Etkili bir rapor, bir yetersiz mühendis çalışmasından hazırlanamayabilmektedir. Genellikle orta seviyede bir rapor iyi düzeyde bir dizayncı tarafından yapılabilmektedir.

Bu altı aktivite, her modern işlem proseslerinin gelişmesinde çok seçkin adımlardır. Başarılı bir dizaynın gerçekleştirilmesi bu işle uğraşanların yeteneklerine bağlı olmaktadır. Bir dizaynın kullanışlılığı gayretli çalışma, değer verme, yapıcılık, doğruluk, ve akıllı bir işe candan bağlılığa bağlı olduğu bilinmektedir. Ulrich (1984)

4.2. Çok Etkili evaporatörlerin Dizaynı

Çok etkili evaporasyon, ekonomik optimizasyonun bir işlemidir. Enerji verimliliğini arttırmak için tek etkili evaporatörler bir seri halinde bağlanırlar. Her işlem ardıl düşük basınçlarda yapılır. İşlem buharı ilk etki tarafından desteklenir. Bu etkiden elde edilen su buharı dönüşte ikinciye ısıtmak için kullanılır. Bu olay sonuncuya kadar devam eder ve buradan geçen buhar yoğunlaştırıcıya gönderilir. Yoğunlaştırıcıda genellikle hava veya su ile soğutulduğu için, sıcaklığı çevre sıcaklığına yakındır ve buhar basıncı (son etkiye eşittir) atmosfer basıncının altındadır. Etki sayısının artırılması, işlem buharının verimliliğini açıkça arttırmaktadır. Fakat mevcut hareket ettirme gücü, sıcaklığın her etkiye bölünmesini gerektirir ki, bu da her bir etkinin buharlaştırma kapasitesini düşürmektedir. Tek bir evaporatör, seriye bağlanan benzer ünite grupla-

rında bulunanların buhar ve sıvı kapasitesine sahiptir. Optimum için bu şekilde yapmak gereklidir. İşlem maliyetlerinin düşürülmesi sermaye maliyetini artmasıyla gerçekleştirilmektedir.

İyi bir dizayndan önce, bir akış diyagramı yapılmalıdır. Bu da sıvı akış şekliyle ilgili olmaktadır. Eş yönlü akımla beslemeli yöntem işletme açısından en kolaydır. Bu düzenlemede Şekil 4.1'de görülmektedir. Bu akış biçiminde, besleme ilk veya en yüksek basınçlı etkiden girmektedir. Aynı zamanda işlem buharı da aynı etkiden girmektedir. Bundan sonraki etkilere akışkan doğal basınç yoluyla geçmektedir. Dizayn yapan kişi için, bu tasarımın bir önemli dezavantajı son etkideki sıcaklığın daha düşük olmasıdır. Sonuç olarak viskozitesi yüksek olan ürünler için, ısı transfer katsayısı son evaporasyonun ilk etkideki gibi olması durumunda düşük olur. Bu nedenle zıt yönlü akımla besleme şekline başvurulduğu sık sık olmaktadır. Zıt yönlü akımla besleme yönteminde, son etkiye taze sıvı girmekte ve buharla oluşturulan karşı akım ile her bir aşamadan diğer bir aşamaya daha sonra pompalanmaktadır. Böylece ilk etkide derişikleştirilmiş ürün oluşturulmaktadır. Doğal olarak bir çok alternatif akım besleme metotları bulunmaktadır. Bazen işlem sıvısının ayrı akıntılara ayrıldığı paralel ve karışık besleme metotları kullanılmaktadır.

Besleme akımı ile ilgili hızlı karar eş yönlü besleme farzedilerek yapılabilmektedir. İlk ve son etkideki ısıların deneme olarak tahmini değerleri şekil 4.2'den veya şekil 4.3'den ısı transfer katsayısıyla belirlenebilmektedir. Eğer ilk etkideki katsayı, son etkideki katsayıdan %50 den daha fazla değilse, eş yönlü besleme kabul edilebilir. Diğer taraftan karışık yönlü besleme daha iyi olmaktadır. Büyük katsayıya sahip, minimum pompalama ve alet ihtiyacı gösteren bir düzenleme yapmak için kişisel muhakeme yapılması gerekmektedir. Son aşamada sıvının fazla beklemesi nedeniyle eş yönlü akımla besleme, malzeme sınırlandırması zorunlu olan ve yüksek ısıya maruz kalma durumunda gerekli olmaktadır.

Etki sayısının seçimi oldukça iyi hesaplama ile gerçekleştirilmelidir. Ayrıca optimizasyon hesaplarına ihtiyaç duyulmaktadır. Buharın sıcaklığı ve maliyeti, suyun soğutul-

masının baz alındığı bir süreç için ve kaynama noktası yüksekliğinin ⁽¹⁾ yeterli olduğu durumlarda 4 ile 6 etki arası ormal olarak optimum olmaktadır. Diğer durumlarda 6 ile 10 etki normal kabul edilmektedir. Büyük ölçekli, 24 saat devamlı işlevi bulunan, hemen hemen bütün bir yıl sürdüğü durumlarda bunlar orta değerlerdir. Diğerlerinde optimum etki sayısı düşmektedir.

Optimizasyon hesaplamasında, bu etki sayısı tespit edildikten sonra, etki genişliği, basınçları, ısıları ve etkiler arasındaki akış oranlarını, tespit etmek için aşağıdaki adımlar gerçekleştirilir. Optimizasyon hesaplamasında bu aşamalar farklı sayıdaki aşamaları kapsayan çeşitli olaylarda kullanılır. Birçok olayda eşitlikler, en sona kadar matematiksel olarak tutulan aşama sayısı gibi bir değişken olarak ifade edilirler.

Aşağıdaki basamaklar kısa tutulmuş ve çok etkili evaporatör dizaynında kullanılmaktadır. Bunlarda, bazı bilinen endüstriyel uygulamalar temel alınmıştır. Bunlardan bazıları her bir adımda tartışılır, fakat kesin olarak genel gerekli özellikler burada incelenmiştir.

Birincisi, aynı dizayna sahip bütün evaporatörler aynı ısı transfer alanına sahiptir. Pratikte limitler belirtilmemişse de bu iyi bir parametresidir.

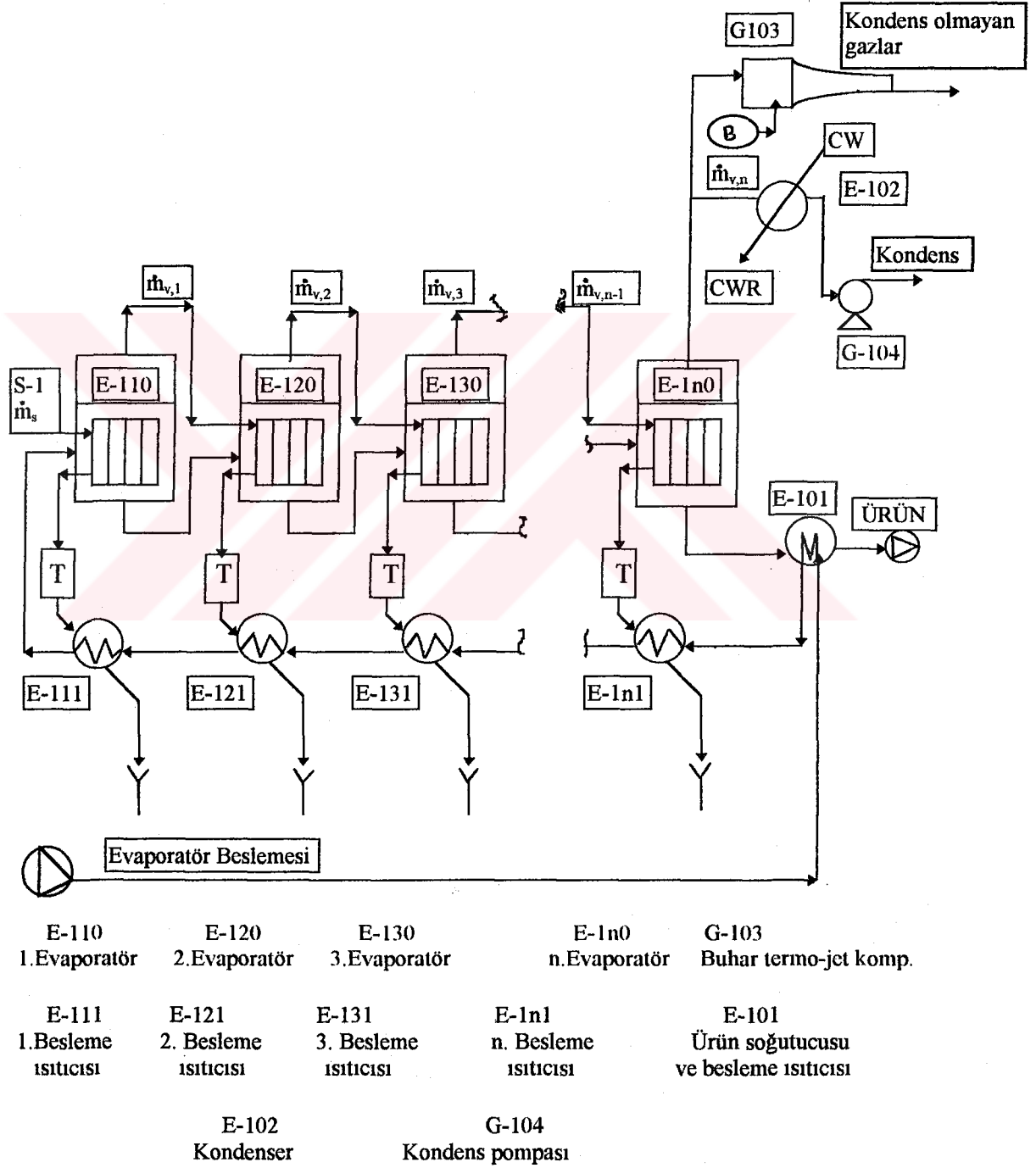
İkincisi, etki sayısı keyfi olarak veya yukarıda belirtilen tartışmalara bağlı olarak seçilmektedir.

Üçüncüsü, ana koşullar ve akış oranları sabittir. İşlem buharının durumu, normalde akış diyagramında gösterilmiştir. Sonunda bu gösterir ki, sıcak ürün ve kondens sıvısının çözelti besleme akımının ön ısıtmasında kullanılmaktadır. Bu yüzden onun girişi doyma sıcaklığına yakındır.

I. Adım: Evaporatör tipinin belirlenmesidir. Bu adım için gerekli olan tüm bilgiler bölüm 2 ve 3'de açıklanmıştır. Bu bölümlerde, çok etkili evaporatörleri oluşturan

⁽¹⁾ Bu etkiler ilerdeki sayfalarda tüm özellikleri ile incelenmiştir

evaporatör tipleri öncelikle işlenmiş ve istenilen özelliklerde bir prosesin kurulması için gerekli olan bilgiler verilmektedir. Ayrıca çok etkili evaporatör seçiminde, önemli olan besleme akımı metotları verilerek seçim için çeşitli kriterler incelenmektedir. Aşağıda çok etkili evaporatörler için besleme akım metotlarının değerlendirilmesi bulunmaktadır. Ulrich (1984)



Şekil 4.1. Çok etkili eş yönlü akımla çalışan bir evaporatörün akış diyagramı

4.2.1. Besleme Akım Metotlarının Değerlendirilmesi

Çok etkili evaporasyonda genellikle uygulanan besleme akım metodu, seyreltik çözeltinin birinci etkiye pompalanması ve buradan diğer etkilere gönderilmesidir. Çözücü ve çözelti akımının aynı yönde olması sebebiyle bu akıma eş yönlü besleme akımı denir. Çözelti konsantrasyonu, birinci etkiden sonuncu etkiye kadar derişikleşmesine devam eder. Bu, en basit çalışma metodudur. İlk etki genellikle atmosfer basıncı altında olduğu için, seyreltik çözeltinin birinci evaporatöre bir pompa ile gönderilmesi gereklidir. Ayrıca derişik çözeltinin yine bir pompa ile gönderilmesi ve derişik çözeltinin yine bir pompa ile son evaporatörden çekilmesi gereklidir. Evaporatörler arasındaki çözelti akımı, azalan basınçla eş yönlü olduğu için pompaya ihtiyaç göstermemektedir. Sadece evaporatörler arasında çözelti taşıyan borularda valflerin bulunması yeterli olmaktadır. Çataltaş (1992)

Diğer bir besleme metodu, zıt yönlü akım (ters akım) dır. Bu besleme biçiminde seyreltik çözelti, son evaporatöre pompalanır ve buradan, diğer evaporatörleri takip ederek birinci evaporatöre gelmektedir. Evaporatör arasında çözelti akımı, düşük basınçtan yüksek basınca doğru olduğundan dolayı evaporatörler arasına konulan pompalarla sağlanmaktadır. Derişik çözeltinin ilk evaporatörden alınması da yine bir pompa ile yapılmaktadır.

Zıt yönlü akımla çalışmanın, eş yönlü akımla çalışmaya karşı bazı üstünlükleri vardır. Derişik çözeltinin viskozitesi çok yüksek olduğunda, eş yönlü akımla çalışılması halinde en fazla derişikleştirilmiş çözelti son etkide bulunacaktır. Burada sıcaklık, en düşük ve viskozite ise en yüksektir. Bu durumda tüm ısı transfer katsayısının düşük olması sebebiyle, son etkide kapasite düşük bir değerde olacaktır. Buna karşılık zıt yönlü akım prensibine göre çalışıldığı zaman en derişik çözelti, sıcaklığın en yüksek ve çözelti viskozitesinin en düşük olduğu etkide bulunacaktır. Çözeltinin viskoz olmasına rağmen, tüm ısı transfer katsayısı yine de yüksek bir değer alacaktır. McCabe et al. (1987)

Zıt yönlü akımla çalışan sistemin bir avantajıda, besleme akımı sıcaklığının evaporas-

yon sistemin ekonomisi üzerindeki etkisidir. Besleme akımı soğuk olup birinci evaporatöre gönderilmekte ve seyreltik çözeltinin birinci evaporatörün kaynama sıcaklığına kadar ısıtılması, taze buhar ile olmaktadır. İlk evaporatörde sistemin sıcaklığı, en yüksek olduğu ve çözeltide en seyreltik halde olduğundan, büyük hacimde taze su buharı kullanılmasını gerektirmektedir. Çözeltiyi bulunduğu sıcaklıktan kaynama sıcaklığına kadar ısıtmak için yoğuşan su buharı, ne ilk etkide ve ne de diğer etkilerde buharlaşma meydana getirmez. Taze su buharının 1 kilogramı, N etkili bir evaporasyon sisteminde, n kg çözücü buharı meydana getirebilecek güçte olduğu için, bu yoğuşma evaporatör ekonomisinde bir kayba sebep olur. Diğer taraftan evaporasyon zıt yönlü akım prensibine göre yapılmakta ise, soğuk besleme akımı son etkide daha ufak bir sıcaklık aralığında ısıtılmaktadır. Ve aynı zamanda bu su buharının her kilogramı, daha önce (N - 1) kilogram çözelti buharlaştırmıştır.

Zıt yönlü akımla çalışırken çözeltinin evaporatörden evaporatöre geçişi, bir dengeyi kısmen meydana getirir. Çözelti, her etkide kaynama sıcaklığından daha düşük bir sıcaklıkta girdiği için her etkinin ayrı bir ısı yükü vardır. Seyreltik çözeltinin soğuk olması halinde, zıt yönlü akım metodunun uygulanması yine de evaporatör ekonomisinde bir artmaya sebep olur. Besleme akımı sıcak ise, eş yönlü akımla çalışma zıt yönlü çalışmaya oranla daha yüksek buhar ekonomisi sağlar. Çünkü, birinci evaporatörde çözeltiyi bulunduğu sıcaklıktan kaynama sıcaklığına kadar ısıtmak için su buharı yoğuşması meydana gelmemektedir. Çözeltinin evaporatörden evaporatöre geçmesi püskürtme evaporasyonunun meydana gelmesine sebep olmaktadır. Bu durum, fazladan çözücü buhar meydana getirmektedir. Diğer taraftan yaklaşık olarak ilk etkinin sıcaklığında bulunan sıcak besleme akımı, zıt akımla çalışan sistemin son etkisine gönderilecek olursa derhal püskürür. Sıcaklığı o etkinin sıcaklığına düşer ve bir miktar buharlaşma meydana gelmektedir. Bu sırada meydana gelen buhar, doğrudan doğruya kondensere gider ve diğer etkilerde herhangi bir buharlaşmaya sebep olmamaktadır. Eş yönlü evaporasyonda da, hemen hemen aynı miktar püskürtme meydana gelir, fakat bu püskürtme bütün etkilerde görülür. Meydana gelen buhar sıradaki evaporatörde çözelti buharlaşmasına hizmet etmektedir. Bundan başka, zıt akım prensibine uygulanacak ve seyreltik çözelti son evaporatöre geçişi esnasında adım adım ısıtılması gerekir.

Sonuç olarak, sıcak besleme akımı eş yönlü evaporasyonda; soğuk besleme akımı ise zıt yönlü evaporasyonda daha ekonomik olmaktadır.

Zıt akımla çalışma metodunun üstün taraflarından biride, viskozitesi yüksek derişik çözeltilerin elde olunabilmesidir. Bazı durumlarda bu sonuç, zıt yönlü akımla çalışmanın güçlükleri ile karşılaşmaksızın da elde olunabilmektedir. Seyreltik çözelti ile derişik çözelti arasındaki konsantrasyon farkı büyük ise, yüksek viskozitenin etkisi hemen hemen yalnız bir evaporatörde görülür. Böyle bir durumda seyreltik çözeltiyi ikinci etkiye pompalamak, eş yönlü akımla ikinci etkiden son etkiye göndermek ve son etkiden ilk etkiye pompalayarak, son buharlaştırmayı ilk evaporatörde yapmak mümkündür. Bu da karışık akımla besleme metodu ile yapılabilmektedir.

Bu metodla çalışma, diğer etkilere ciddi bir engel oluşturmadığı gibi, viskozitesi yüksek çözelti sıcaklığın en yüksek olduğu yerde buharlaştırılır. Sıcaklığın yüksek olduğu bir yerde viskozite düşük ve tüm ısı transfer katsayısı yüksektir.

Bazı durumlarda, özellikle yemek tuzu üretiminde, evaporatör doymuş çözelti ile beslenmektedir. Derişik çözeltinin her evaporatörden çekilmesi önem kazanmaktadır. Derişik çözeltinin bir evaporatörden diğerine gönderilmemesi daha uygundur. Bu nedenle böyle işlemler için paralel yönlü akımla besleme metodu kullanılmaktadır. Çözelti de kristalleşme oluyorsa paralel yönlü akımla besleme yapılır. Isı dengesi hesapları, uygulaması düşünülen besleme metodunun, evaporatör ekonomisine fayda veya zarar vereceğini ortaya koymaktadır. Çoğu zaman da bu seçimde ekonomiden çok uygulamadaki kolaylık büyük rol oynamaktadır. Çataltaş (1992)

Tablo 4.2'de evaporatörlerin seçimi ve dizaynı için gerekli olan kriterler ve bilgiler verilmektedir. Bu tablonun oluşturulmasındaki amaç, hızlı bir dizayn ve toplu olarak evaporatörlerin özelliklerinin incelemesinde kolaylık sağlamaktır. Ulrich (1984)

Tablo 4.2 Evaporatörlerin seçimi ve dizaynı için gerekli kriterler ve bilgiler

	EVAPORATÖRLER							
	Kısa borulu	Uzun borulu		Düşey akışlı		Zorlanmış dolaşım		
		Tabii dolaşım	Zorlanmış dolaşım	Tabii dolaşım	Zorlanmış dolaşım	Dikey	Yatay	Karıştırıcı-film
Max.kazan büyüklüğü								
Çap, D (m)	4	4	4	4	4	4	4	-
Boy, L (m)	12	8	8	4	4	8	8	-
Max ısıtma yüzeyi A(m ²)	30-300	100-10000	100-10000	30-300	30-300	20-2000	20-2000	2-20
Borulardaki hız (m/s)	0.3-1	1-3	1-3			2-6	2-6	
Max. viskozite (pa.s)	0.01	1.0	1.0	1.0	1.0	2	2	100
UYGUNLUK								
Düşük viskoziteli akışkan	A	A	A	A	A	A	A	X
Yüksek viskoziteli akışkan	D	B	B	B	B	A	A	A
Çamur	D	B	B	D	D	A	A	A
Kazan taşı temizleme veya tuzlama	C	D	E	D	E	B	B	A
Aşındırıcı akışkanlar	C,E	C,A	C,A	C,A	C,B	C,B	C,B	C,D
Kristal-oluşma akışkanları	D	B	B	E	E	B	B	A
Köpüren akışkanlar	D	B	B	E	E	B	B	D
Isıya duyarlı akışkanlar	D	A	D	A	D	B	B	B
Yapışık, yapışkan akışkanlar	X	X	X	X	X	E	B	B
Yüksek kapasite	D	A	A	B	B	A	A	E
Çok etkili olarak kullanma	A	A	B	A	B	A	A	E
Prosesi besleme	B	B	D	D	D	D	D	D
Sınırlandırılmış dikey saha	A	E	E	E	E	D	A	D
Küçük basınç farkı	D	D	D	A	A	D	D	A
DİĞER KRİTERLER								
Dayanma değeri	A	A	A	B	B	B	B	D
Güç tüketimi	A	A	A	A	A	B	B	(1-100 kw/m ²)
Isı transfer verimi	D	B	B	B	B	A	A	A
Köpük saçma	B	B	B	B	B	B	B	A
kolay temizleme	A	B	B	B	B	B	B	B

Tablo 4.2 (Devam) Evaporatörlerin seçimi ve dizaynı için gerekli kriterler ve bilgiler

	EVAPORATÖRLER							
	Kısa borulu	Uzun borulu		Düşey akışlı		Zorlanmış dolaşım		
		Tabii dolaşım	Zorlanmış dolaşım	Tabii dolaşım	Zorlanmış dolaşım	Dikey	Yatay	Karıştırıcı-film
Tipik ısı transfer katsayısı, $U(J/m^2 \cdot s \cdot ^\circ K)$	100-2000	100-10000	100-10000	100-20000	100-20000			
Isı değiştiricisi içinde basınç düşüşü, P (bar)	---	---	---	---	---	0.2-0.5	0.2-0.7	---
Tipik akışkanların uygulanması	Şeker şurubu	Kraft sıvısı	Buharlaşmış süt, yiyecekler	Mevye suları	Yiyecekler			

Anahtar**A:** Mükemmel veya limitsiz**B:** Gösterişsiz limitler veya problem**C:** Küçük problemler yüksek değerlerde özel kısımlarda mevcuttur**D:** Bu hususta sınırlı**E:** Bu hususta çok sınırlı**X:** Kabul olunamaz

II. Adım: Her bir etkide buhar üretiminin tahmini hesabı yapılır. Isı kaybı duyarlılığı düşünülmelidir ve basınç azalmasıyla gizli ısıdaki artış göz önünde bulundurulmalıdır. Bir etkide buharın 1 kilogramından normalde bu etkiyi takip eden bir etkide 0.8 ile 0.9 kg buhar ortaya çıkmaktadır. İlk etkiden çıkan buhar miktarına \dot{m}_v denirse,

$$\dot{m}_v = \dot{m}_{sy} \quad (4.1)$$

Burada \dot{m}_s ilk etkiye giren buhar miktarı ve y evaporasyonda oluşan buharın çözünen komponent ağırlık fraksiyonu veya kısaca buhar verimidir. İkinci etkiden buhar,

$$\dot{m}_{v,2} = \dot{m}_{v,1} y = \dot{m}_{sy}^2 \quad (4.2)$$

veya herhangi bir etkiden buhar,

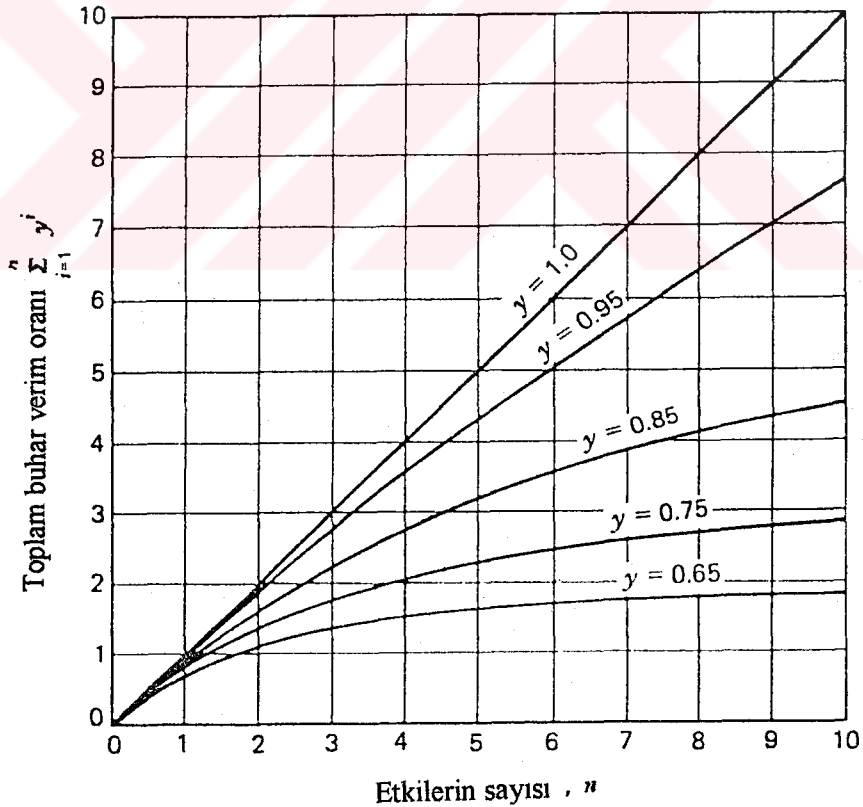
$$\dot{m}_{v,i} = \dot{m}_{sy}^i \quad (4.3)$$

Burada i etki sayısıdır. Eğer n toplam etki sayısını simgelerse birleştirilmiş buharın tüm etkilerde akıştan uzaklaştırılması,

$$\dot{m}_{v\Sigma} = \sum_{i=1}^n \dot{m}_{v,i} = \dot{m}_s \sum_{i=1}^n y^i \quad (4.4)$$

Eşitlik 4.4'deki toplamın değeri şekil 4.2'de gösterilmiştir. Burada, başlangıçtan 10'uncu aşamaya ve 0.65-1.0 arası olanlara kadar gösterilmiştir. Böylece toplam buhar oranı, her etkide üretilen buhar miktarı ve her buhar oranı 4.2 ve 4.3 eşitliğinden hesaplanabilmektedir. Kaynama derecesi yüksekliğinin az olmaması y 'nin aşağı yukarı 0.85 olmasını gerektirir. Kaynama derecesi yüksek olduğunda bu daha küçük olacaktır. Daha tam bir sayı için, enerji dengesi tipik bir etkide yeterli olmaktadır. Matematiksel olarak gerçekleştirilen şekil 4.2'deki eğri aşağıdaki gibi ifade edilebilir.² Ulrich (1984)

$$\sum_{i=1}^n y^i = n \exp(y^{2/y}) \quad (4.5)$$



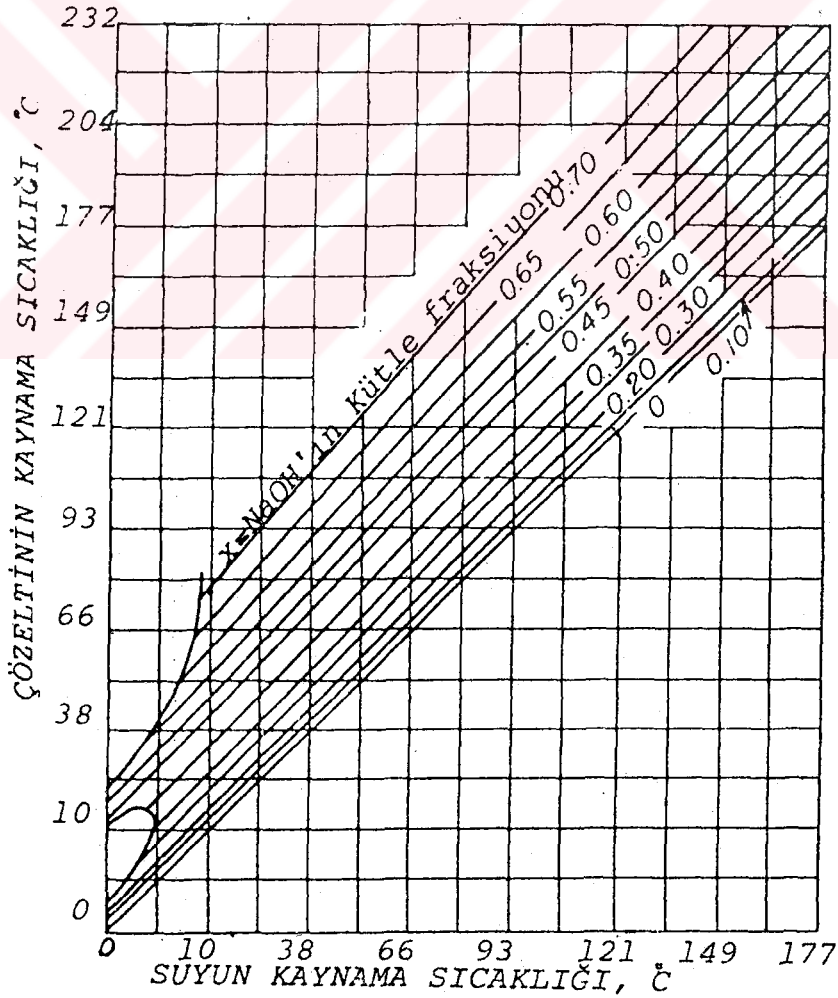
Şekil 4.2 Tek etkili buhar verimi ve etki sayısının bir fonksiyonu olarak çok etkili bir evaporatörün toplam buhar verimi

² İlgilendiğimiz aralık içinde %10 oranında doğruluk ile gerçekleştirilir.

4.3. Kaynama Noktası Yükselmesi ve Dühring Kuralı

Bütün çözeltilerin buhar basınçları, aynı sıcaklık için saf çözücünün buhar basınçlarından daima daha yüksektir. Bu sebepten dolayı verilen bir basınçtaki çözeltinin kaynama noktası saf çözücünden daha büyüktür. Çözeltinin saf suya oranla ne kadar daha yüksek kaynadığını biliriz. Bazı seyreltik çözeltiler için bu küçük bir sıcaklık farkıdır. Fakat farklı konsantrasyondaki anorganik çözeltiler için 80°C fark olabilmektedir. Kaynama noktası yükselmesi buhar tablolarından bulunabilmektedir.

Kaynama noktası yükselmesi, deneye dayanılarak hazırlanmış Dühring kuralı ile bulunabilmektedir. Burada, verilen bir çözeltinin kaynama noktası, aynı basınç için çözeltinin ve saf suyun kaynama noktaları absis ve ordinata kaydedilirse, her bir konsantrasyon için ayrı bir doğru elde edilir.



Şekil 4.3 NaOH-su sistemi için Dühring kuralının grafiği

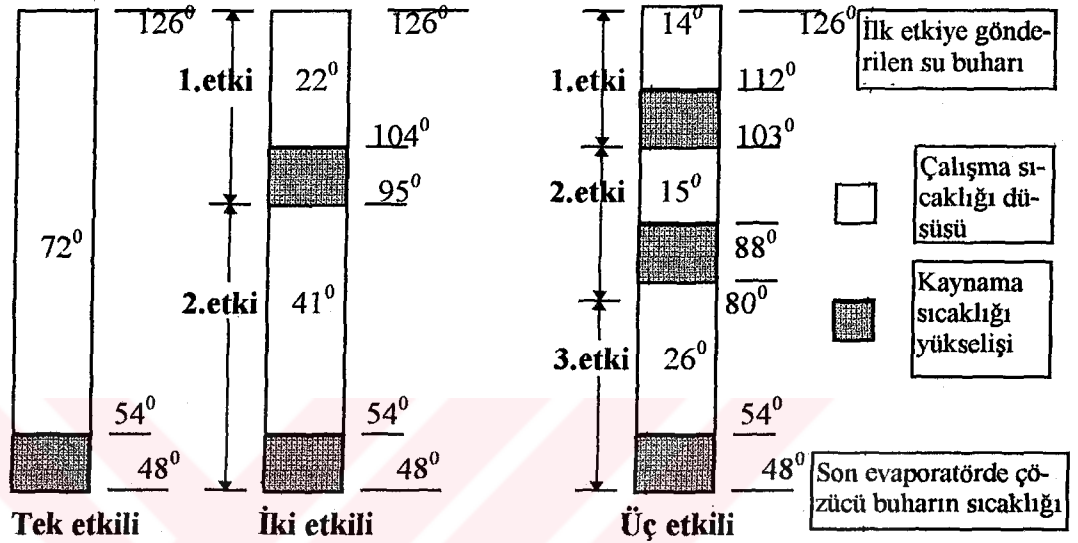
Bu bütün basınç değişimleri için doğru değilse de orta büyüklükte değişimler için hemen hemen doğru olmaktadır. Bu doğrular birbirine tam paralel değildirler. Şekil 4.3'de NaOH çözeltisinin Dühring kuralı ile grafiğe alınmış şekli görülmektedir. McCabe et al (1987)

4.3.1. Sıvı Yüksekliğinin Etkisi

Eğer evaporatördeki sıvının yüksekliği önemli derecede büyük ise, buhar bölgesindeki basınçta çözeltinin kaynama noktası, yüzeydeki çözeltinin kaynama noktası kadardır. Fakat yüzeyden belli bir yükseklik mesafesindeki sıvının basıncı da ekleneceği için daha yüksek bir sıcaklıkta kaynama olmaktadır. Bir çok evaporatörde boru içindeki çözeltinin ortalama kaynama noktası, buhar bölgesi basıncı için verilen kaynama noktasından daima büyüktür. Kaynama noktasındaki bu yükselme, ısıtıcı buhar ile çözeltinin kaynama noktasındaki ortalama sıcaklık farkını düşürmekte ve dolayısıyla kapasite düşmektedir.

Fazla miktarda kaynama noktası yükselişi gösteren bir çözeltiden oluşan buhar, çözelti sıcaklığındadır. Saf çözücüye oranla, kaynama noktası yükselişiyle aşırı ısınmıştır. Böyle bir durumda, bu evaporatörü takip eden evaporatörün etkin buhar sıcaklığı, şekil 4.4'de gösterildiği gibi doymuş sıcaklığındadır. Bir evaporatörde oluşan buhar onu takip eden evaporatörün ısıtıcısında yoğuşması sebebiyle, kaynama noktası yükselişi kadar, faydalanabilen tüm sıcaklık farkında kayıp meydana getirir. Bu kayıp, sadece bir etkide olmayıp çok etkili evaporatörün her etkisinde meydana gelmektedir. Sıcaklık düşüşünde meydana gelen bu kayıpların çok etkili evaporatör kapasitesi üzerindeki etkisi şekil 4.4'de gösterilmektedir. Bu şekilde üç diyağram sırası ile tek, iki ve üç etkili evaporasyonda meydana gelen sıcaklık düşüşünü göstermektedir. Başlangıç ve bitiş şartları, her üç durum için aynıdır. Her kolonda tüm yükseklik, birinci evaporatöre verilen su buharı sıcaklığı ile başlayıp son evaporatörü terk eden doymuş buhar sıcaklığı ile son bulan, tüm sıcaklık dağılımını göstermektedir. Birinci etkiyi göz önüne alırsak, taranmış kısım kaynama noktası yükselmesiyle meydana gelmiş sıcaklık düşüşündeki kaybı göstermektedir. Isı transferi için gerçek çalışma sıcaklığı düşüşü, taranmamış kısım ile gösterilmektedir. İki etkili evaporatöre ait diyağramda, her bir etkide

bir kaynama noktası yükselmesi nedeniyle taranmış iki alan bulunmalıdır. Buna göre, taranmamış alanla gösterilen çalışma sıcaklığı düşüşü, tek etkili evaporasyona oranla azdır. Üç etkili evaporasyonda, üç etkinin her birinde ayrı ayrı kaynama noktası yükselişinden ileri gelen sıcaklık kayıpları olduğu için, üç tane taranmış alan vardır. Bu nedenle, tüm çalışma sıcaklığı düşüşü daha azdır. McCabe et al (1987)



Şekil 4.4. Kaynama noktası yükselişinin çok etkili evaporatör kapasitesine etkisi

III. Adım: Bu adımda bilinen buhar besleme ve ürün oranı ile yapılan bir seri madde denge hesapları yapılmaktadır.

4.4. Çok Etkili Evaporatörlerin Dizaynında Önemli Hususlar

4.4.1. Sistemden Fazladan Buhar Çekilmesi

Çok etkili evaporatöre sahip bir fabrikanın genel ekonomisinde önemli bir faktör olan ve özellikle pancar, şeker endüstrisinde gerçekten değer verilen bir husus da şudur; çok tesirli bir evaporatör sadece çözelti derişikleştiren bir cihaz olmayıp, aynı zamanda düşük basınca sahip ucuz ısıtma buharı üreten cihazdır.

Çok etkili bir evaporatörün ikinci tesiri, 85°C derecede kaynayan çözelti ile dolu buhar olsun ve aynı zamanda fabrikanın bir noktasında bulunan bir çözeltinin, 80°C dereceyi aşmayacak şekilde ısıtılmasına ihtiyaç olduğunu düşünölmüş olsun. Bu ısıtma

işlemi, ikinci etkiden alınan bir miktar çözücü buharı ile yapılacak olursa bu iş, kendi ağırlığının iki katı kadar buharlaştırma yapmış bir buharla yapılmış olur ve fabrikanın tüm ısı bilançosu bundan faydalanır. Bu suretle, buhar jeneratöründen yüksek basınçta bulunan pahalı su buharı alınıp kullanılmamış olur. Alınan su buharının miktarı evaporatörden evaporatöre geçen buhar miktarına nisbetle az ise, evaporatörün yapımında bunun göz önüne alınması gerekmez ve fazladan buhar çekilen bir etki, daha fazla buhar üretebilmek için uygun olan sıcaklık dağılımına kendiliğinden sahip olur. Çekilen buharın miktarı, evaporatörden evaporatöre geçen buharın miktarına nisbetle fazla ise, uygun bir sıcaklık dağılımını temin etmek maksadı ile bir kısım evaporatörlerin ısı transfer alanlarının artırılması gerekir. Fazladan buhar çekiminin sayısal sonuçları, yalnız ısı dengesi hesaplamalarının yapılması ile bulunabilmektedir. Bu şekildeki düzenlemeler, çoğu zaman fabrikanın bütününe ait buhar ekonomisinde şaşırtıcı sonuçlar verebilmektedir. Fakat fazladan buhar çekilmesinin, bizzat evaporatör ekonomisinde düşüşe sebep olduğu bir gerçektir. Çataltaş (1992)

4.4.2 Yoğuşmayan Gazların Uzaklaştırılması

Birinci etkiye ait ısıtıcıyı dolduran su buharı içerisindeki yoğuşmayan gazlar, sadece suyun içerisinde çözülmüş ve buhara geçmiş olan gazlardır. Birinci etkinin dışındaki diğer etkilerde, cihazda mevcut deliklerden sızan veya seyreltik çözültide çözülmüş bulunan hava mevcuttur. Bazı hallerde, evaporasyonun yürüyüşü esnasında meydana gelen reaksiyonlar sonucu da gaz oluşabilmektedir.

Yoğuşmayan gazların miktarı az ise, bunları uzaklaştırmak için en uygun yol, bunları bir boşaltma borusu yolu ile ısıtıcıdan, o evaporatörün seperatör bölümüne geçirmektir. Bu durumda boşaltma borusu valfi tamamiyle açık tutulacak olursa, yoğuşmayan gazlarla birlikte bir kısım ısıtma buharıda evaporatörün bu kısmına kaçmaktadır. Bu kaçan ısıtma buharı bir kayıp olmadığı gibi, son etkide yoğunlaşmayan gazların konsantrasyonlarının zararlı bir seviyeye ulaşmasını önler. Diğer taraftan yoğuşmayan gazların miktarı fazla ise, bunların buhara katılması son etki ısıtıcısındaki konsantrasyonları artırmaktadır. Dolayısıyla ısı transfer katsayısının düşmesine sebep olmaktadır. Bu durumda evaporatörlerin boşaltma boruları teker teker kondensere bağlanır, bir

miktar ısıtma buharının kaybolmasına karşılık ısı transfer katsayısı düşürülmemiş olur. Şeker pancarı çözeltilerinin, derişiklendirilmesi esnasında önemli miktarda amonyak serbest hale geçer ve bu durumda, ikinci metodun uygulanması daha doğru olur. Çataltaş (1992)



BÖLÜM 5. DENGE DENKLEMLERİ

5.1. Isı İletim Katsayıları

$q = A U (T_s - T)$ ısı denkleminde ısı akışı ve evaporatör kapasitesine, sıcaklık farkının ve ısı transfer katsayısı (U)'nın tesiri vardır. Sıcaklık düşmesi kaynayan çözelti ve kullanılan ısıtıcı buharın özelliklerinden tesbit edilebilmektedir. Sıvının özellikleri de evaporatör kuruluşunun bir fonksiyonu olarak değişmez. Diğer yandan tüm ısı transfer katsayısı, evaporatörün planına ve çalışma şekline şiddetle bağlıdır.

$$U_o = \frac{1}{\frac{D_o}{D_i h_{di}} + \frac{D_o}{D_i h_i} + \frac{x_w D_o}{k_m D_L} + \frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{do}}}$$
$$D_L = \frac{D_o - D_i}{2.303 \log(D_o/D_i)} \quad (5.1)$$

Burada:

D_o : Borunun dış çapı, (m)

D_i : Borunun iç çapı, (m)

h_{di} : Borunun iç yüzeyinde toplanmış birikintiler için kirlenme faktörü

h_{do} : Borunun dış yüzeyinde toplanmış birikintiler için kirlenme faktörü

k_m : Boru duvarının ısı iletkenliği, ($J/ms^{\circ}C$)

D_L : Logaritmik ortalama çap, (m)

U_o : Tüm ısı iletim katsayısı, ($J/m^2s^{\circ}C$)

x_w : Boru duvarının kalınlığı, (m)

h_o : Yüzey ısı transfer katsayısı, ($J/m^2s^{\circ}C$)

Isı transferine karşı olan direnç, bu denklemle verilmiştir. Buradaki ısı transferi ısıtıcı buhar ile kaynayan çözelti arasında olmaktadır. Beş ayrı direncin toplamı vardır. Bunlar; ısıtıcı buhar filmi direnci, iki kabuk direnci (borunun içinde ve dışında bulunmaktadır), boru duvarının direnci ve çözeltinin direncidir. Toplam iletkenlik, toplam direncin tersine eşittir. Birçok evaporatörde yoğuşan ısıtıcı buharın ve borunun direnci çoğunlukla ihmal edilecek kadar azdır. Fakat karıştırıcı-film evaporatörlerinde boru duvarı oldukça kalın olduğundan, toplam direncin en büyük kısmı bundan dolayıdır. Isıtıcı buhar katsayısı film kondensasyonu halinde bile oldukça büyüktür. Bazen damla kondensasyonu olur ki bunlarda daha büyük katsayı görülür. Yoğuşmayan (kondense olmayan) gazlar katsayısı düşürür. Onun için dış basınçtan küçük basınçta olan kazanlara hava sızmasını engellemek gerekmektedir.

• Sıvı Tarafı Katsayısı

Sıvı tarafındaki iletkenlik, ısıtıcı yüzeye yayılan sıvının hızına bağlıdır. Birçok evaporatörde ve özellikle viskoz maddelerle çalışıldığında, ısı transferine karşı en büyük direnç sıvı filmi tarafından oluşur. Uzun borulu doğal dolaşimli evaporatörlerde boru içindeki hız, borunun üst tarafına doğru yüksek değere erişir. Bu değer kısa borulu ünitelere göre daha büyüktür. Bu katsayı doğal dolaşimli evaporatörlerde eksiksiz ve sıhhatli olarak hesap edilememektedir. Bu katsayı, sıvının karakterine, hızına, ayrılan buhar miktarına, ısıtıcı buhar ile kaynayan çözelti arasındaki sıcaklığın düşmesine bağlı olmaktadır. Zorlanmış dolaşimli evaporatörlerde sıvı tarafı ısıya karşı büyük ısı iletimi katsayısı gösterir. McCabe et al (1987)

$$\frac{hiD}{k} = 0.023 \left[\frac{DG}{u} \right]^{0.8} \left[\frac{c_p \mu}{k} \right]^{1/3} \left[\frac{\mu}{\mu_w} \right]^{0.14} \quad (5.2)$$

Burada:

μ : Sıvının viskozitesi, (Pa.s)

μ_w : Boru sıcaklığındaki sıvının viskozitesi, (Pa.s)

c_p : Sabit basınçtaki özgül ısı, (J/kg⁰C)

- k : Sıvının ısı iletkenliği, (J/ms°C)
- G : Özgül kütle hızı, (kg/m²s)
- u : Akışkan hızı, (m/s)
- D : Çap, (m)
- hi : İç tüpdeki ortalama katsayı

- **Kabuk Direnci**

Isıtıcı boru üzerinde oluşan kabuğun direnci de ısı direncine ilave bir dirençtir. Bu istenmeyen bir faktördür. Buharlaşma devam ettikçe bu kabuk kalınlaşacağından tüm ısı transfer katsayısı düşecektir. Bu azalma:

$$\frac{1}{U^2} = \frac{1}{U_0^2} + C \cdot \theta \quad (5.3)$$

bağıntısı ile verilir. Bu denklemde, U = herhangi bir zaman sonundaki tüm ısı iletim katsayısı, U₀ = başlangıçtaki ısı iletim katsayısı, C = bir katsayı, θ = geçen zamandır.

1/U² ye karşı θ grafiğe alınırsa bir doğru bulunur. Borunun içinde temizlik yapılması için en uygun optimum zaman buradan hesaplanır. Gülbaran 1986

- **Tüm katsayılar**

Buharlaştırıcıda her bir filmin etkinliğini ölçmek güçtür. Deneysel ölçüler tüm iletkenliği gösterir seriler olarak kullanılabilir. Bu görünen veya gerçek sıcaklık düşmesi düzeltilerek yapılabilir. Toplam iletkenlik her bir tabakadaki aynı faktörlerin etkisine bağlı olmaktadır. Fakat sıvı filmi direnci kontrol altında ise, diğer dirençlerin değişmesinin iletkenliğe etkisi az olur. Tablo 5.1'de çeşitli evaporatör tipleri için bu katsayılar verilmiştir.

Bunlar çeşitli evaporatörler için uygulanabilmektedir. Kabuklaşma oldukça iletkenlik düşmektedir. Borunun temiz olduğu haldeki iletkenliğinin ancak küçük bir kısmı ka-

dar iletkenlik gösterirler. Karıştırıcı-film evaporatörlerinde, 10000 Santipoizlik sıvılarla çalışıldığında, düşük ısı transfer katsayılı oldukları görülür. Fakat bu katsayı viskoz maddeler için diğer tip evaporatörlerin tüm katsayılarından bir hayli büyüktür.

Tablo 5.1. Evaporatörlerin tüm ısı transfer katsayıları

TİP	TÜM KATSAYI = U (Kcal/m ² h°C)
Uzun borulu dikey evaporatörler Doğal dolaşimli Zorlanmış dolaşimli	1000 -3000 2000-10000
Kısa borulu evaporatörler Yatay borulu Düşey borulu Helezonlu	1000-2000 750-2500 1000-2000
Karıştırıcı-film evaporatörleri Newton'a uyan sıvılar, viskozitelerine göre;	
1 Santipoiz	2000
100 Santipoiz	1500
1000 Santipoiz	600

5.2. Yoğuşan Buhardan Isı Transferi Denklemi

Yoğuşan bir buhardan, kaynayan bir çözeltiliye ısı transferi oldukça karışıktır. Çözeltilerin kaynayınca kadar olan davranışları ile kaynama başladıktan sonra davranışları birbirinden farklıdır. Genellikle yoğuşan buharın ısı transfer katsayısı, kaynayan çözeltilinin ısı transfer katsayısı ve tüm ısı transfer katsayısı, aşağıdaki bağlantılar yardımı ile hesaplanırlar. Çataltaş (1981)

Isı transferi denklemi yazılırsa:

$$Q = UA\Delta T = \dot{m}_s \lambda_s \quad (5.4)$$

Burada:

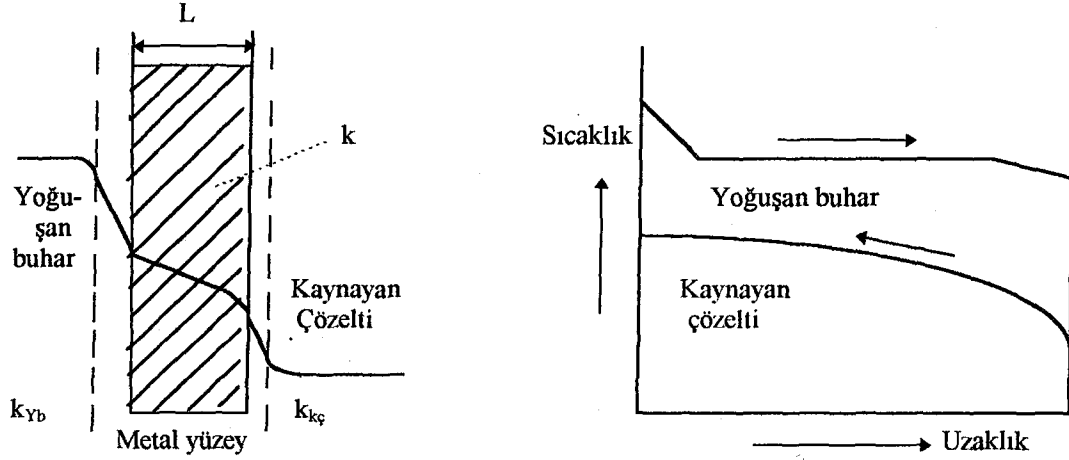
Q : Birim zamanda ısı transferi miktarı, (W)

U : Tüm ısı transfer katsayısı, (J/m²s°C)

ΔT : Sıcaklık farkı, ($^{\circ}\text{C}$)

m_s : Isıtıcı buharın birim zamanda kütle akış hızı, (Kg/s)

λ_s : Isıtıcı buharın yoğunlaşma gizli ısısı, (J/kg)



Şekil 5.1. Yoğuşan buhardan kaynayan çözeltiliye ısı transferi sıcaklık değişimi.

Isı transfer katsayısı:

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_{yb}} + \frac{L}{k} + \frac{1}{h_{kç}}} \quad h_{yb} > h_{kç} \quad (5.5)$$

Burada:

h_{yb} : Yoğuşan buharın ısı transfer katsayısı, ($\text{J/m}^2\text{s}^{\circ}\text{C}$)

$h_{kç}$: Kaynayan çözeltilinin ısı transfer katsayısı, ($\text{J/m}^2\text{s}^{\circ}\text{C}$)

k : Malzemenin ısı iletim katsayısı, ($\text{J/ms}^{\circ}\text{C}$)

L : Malzeme kalınlığı, (m)

• **Yoğuşan buharın ısı transfer katsayısı :**

a) Yatay bir boruda film tipi yoğuşması : Nusselt eşitlikleri. Çataltaş, (1981)

$$h = 0.725 \sqrt[4]{\frac{k^3 g^2 \rho \lambda}{D \mu \Delta t}} \quad (5.6)$$

Burada:

h : Isı taşınım katsayısı, (Kcal/m²h⁰C)

λ : Buharın buharlaşma gizli ısı, (Kcal/kg)

ρ : Kondensatın yoğunluğu, (kg/m³)

k : Kondensatın ısı iletkenliği, (Kcal/mh⁰C)

g : İvme, (m/s²)

μ : Kondensatın vizkositesi, (kg/hm)

D : Boru dış çapı, (m)

Δt : Buhar ile metal arasındaki sıcaklık farkı, (°C)

b) Düşey boruda film tipi yoğunlaşma:

$$h = 0.943 \sqrt{\frac{k^3 g^2 \rho \lambda}{L \mu \Delta t}} \quad (5.7)$$

Burada:

L : Boru uzunluğu

- Kaynayan çözeltiliye ait ısı transferi: Dittus-Boelter eşitliği. Kakaç (1987)

a) Sadece ısınma (kaynama yok)

$$h = 0.023 \frac{k}{D} (N_{RE})^{0.8} (N_{PR})^{0.4} \quad (5.8)$$

$$(N_{RE}) = \frac{Du\rho}{\mu} \quad (N_{PR}) = \frac{c_p \mu}{k}$$

Burada:

N_{RE} : Reynolds sayısı

N_{PR} : Prandtl sayısı

b) Kaynama hali için

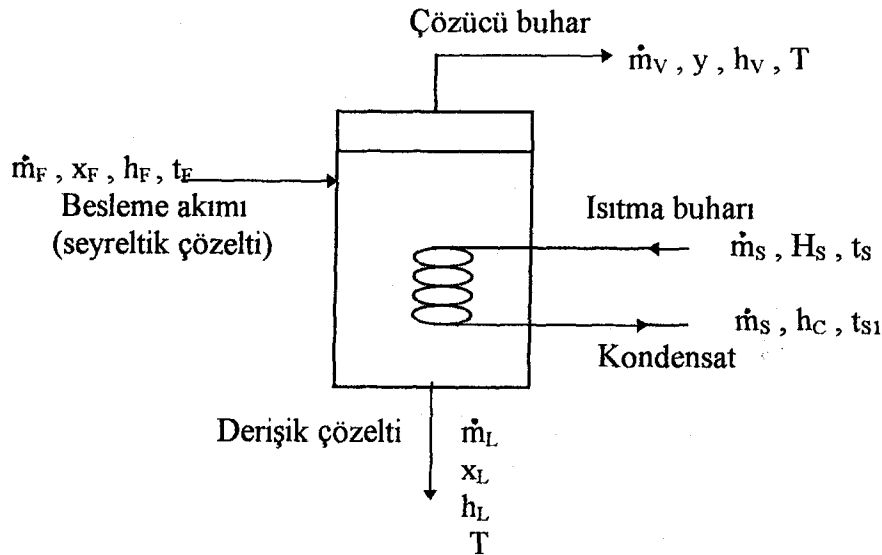
$$\frac{hD}{k} = 0.0278 (N_{RE})^{0.8} (N_{PR})^{0.4} \quad (5.9)$$

5.3. Evaporatörlerle İlgili Isı ve Kütle Dengeleri

Evaporasyon operasyonunda çoğunlukla hesaplanması istenilen hususlar şunlardır:

a) Seyreltik ve debi çözeltileri, b) Bu çözeltilerin konsantrasyonları, c) Isıtma ortamı olarak kullanılan su buharının miktarı, d) Kondensörde kullanılan soğutma suyunun miktarı, e) Eşanjör ısı transfer yüzeyinin büyüklüğüdür. Bütün bunların aşağıdaki bağlantılar yardımı ile hesaplanmaları mümkündür. Hesaplamalarda doymuş su buharı kullanıldığı, kondensatın yoğunlaşma sıcaklığında sistemi terk ettiği ve radyasyonla ısı kaybının önlenildiği kabul edilmiştir.

Şekil 5.2’de basit bir helezondan oluşan evaporatör görülmektedir. Evaporatöre gönderilen seyreltik çözelti akım debisi \dot{m}_F (Kg/s) dir. Seyreltik çözelti konsantrasyonu x_F dir. Seyreltik çözelti entalpisi h_F (J/s), derişikleşmiş çözelti debisi \dot{m}_L , derişik çözelti konsantrasyonu x_L ve entalpisi h_L dir. Evaporasyonla oluşan çözücü buhar debisi \dot{m}_V , y bu buharın çözünen komponent ağırlık konsantrasyonudur. Evaporasyonda genellikle çözücü buharı su olduğunda y ’nin değeri sıfırdır.



Şekil 5.2. Tek etkili bir evaporatörün enerji dengesi

- **Kütle dengesi:**

$$\dot{m}_F = \dot{m}_V + \dot{m}_L \quad (5.10)$$

- **Komponent dengesi:**

$$\dot{m}_F x_F = \dot{m}_V y + \dot{m}_L x_L \quad (5.11)$$

- **Enerji dengesi:**

$$\dot{m}_F h_F + \dot{m}_S H_S = \dot{m}_V h_V + \dot{m}_L h_L + \dot{m}_S h_c \quad (5.12)$$

Buhar fazında çözünen komponent olmadığı zaman $y=0$ kabul edilirse (5.11) nolu denklemden derişikleştirilmiş çözelti bulunur.

$$\dot{m}_L = \frac{\dot{m}_F x_F}{x_L} \quad (5.13)$$

Bulunan \dot{m}_L değeri (5.10) nolu denklemde yerine konulup \dot{m}_V çekilirse çözücü buharının miktarı bulunur.

$$\dot{m}_V = \dot{m}_F (1 - x_F / x_L) \quad (5.14)$$

Enerji denklemini düzenlenirse;

$$\dot{m}_F h_F + \dot{m}_S (H_S - h_c) = \dot{m}_V h_V + \dot{m}_L h_L \quad (5.15)$$

$$\lambda_S = H_S - h_c \quad \dot{m}_F = \dot{m}_V + \dot{m}_L$$

λ_S ve \dot{m}_F eşitlikleri (5.15) nolu denklemde yerine konulup düzenlenirse ve \dot{m}_S çekilirse gerekli ısıtma miktarı bulunmuş olunur.

$$\dot{m}_s = \frac{\dot{m}_v(h_v - h_F) + \dot{m}_L(h_L - h_F)}{\lambda_s} \quad (5.16)$$

Sisteme verilen ısı:

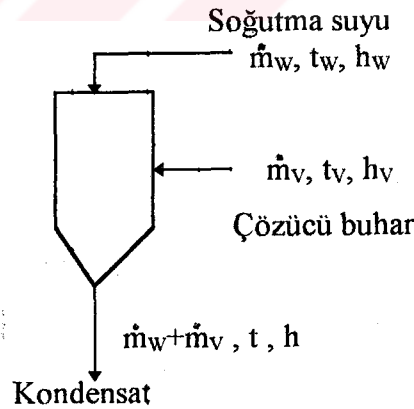
$$Q = A.U.\Delta T = \dot{m}_s \lambda_s \quad (5.17)$$

Sıcaklık düşüğü:

$$\Delta T = t_s - T \quad (5.18)$$

Evaporatörün ısıtma alanı (5.17) nolu eşitlikten alan (A) çekilerek bulunur.

$$A = \frac{\dot{m}_s \lambda_s}{U(t_s - T)} \quad (5.19)$$



Şekil 5.3. Evaporatör yoğuşturucusu

Yoğuşturucuda kullanılan soğutma suyunun miktarı, kondensörü esas alan bir entalpi dengesi kurulması ile mümkündür. Çataltaş (1981)

$$\dot{m}_v h_v + \dot{m}_w h_w = (\dot{m}_w + \dot{m}_v) h$$

Yukardaki eşitlikten, kullanılan soğutma suyunun miktarı;

$$\dot{m}_w = \frac{\dot{m}_v(h_v-h)}{h-h_w} \quad (5.20)$$

5.4. Evaporatörlerde Entalpi Dengeleri

Evaporatörün verimi tamamen entalpi dengesine dayanır. Isıtıcı buharın kondensasyon ısı, ısıtıcı yüzeylerden çözeltiliye geçer ve onu buharlaştırır. Burada iki entalpi dengesine ihtiyaç vardır. Birincisi, ısıtıcı buhar tarafından, diğeri de çözeltili ve ayrılan buhar tarafına yapılan entalpi dengeleridir. Şekil 5.2'de görüldüğü gibi ısıtıcı buhar \dot{m}_s miktarı ile girip aynı miktarda çıkıyor. Yani giren buharın hepsi yoğuşur. Seyreltik çözeltili yani besleme çözeltilisi \dot{m}_F miktarında sisteme girer ve \dot{m}_L miktarda derişik çözeltili sistemi terkeder. Bu sırada $(\dot{m}_F-\dot{m}_L)$ miktarda buhar sistemi terkeder. Bu sistemin ısıtıcı buharı t_s sıcaklığındadır. Çözeltili sıcaklığı, sistemi terkeden buhar sıcaklığına eşittir. Besleme sıvısının giriş sıcaklığı da t_F dir. Sisteme ne dışarıdan ve ne de içeriden dışarıya bir sızıntı olmamaktadır. Yoğuşamayan gazların akımı ihmal edilmiştir. Isıtıcı buhar, kendi basıncı için aşırı ısıtılmış (kızgın buhar) olarak girer ve kendi kaynama noktasının altına düşmesinin etkisi küçüktür. Entalpi dengesi için bunlar hesaba katılmamaktadır. Bu hatalar, ısıtıcıdan transfer olan ısıyla oranla çok küçüktür ve ihmal edilebilir. Bu şekilde (5.15)'deki eşitlik kullanılarak;

$$\begin{aligned} -\lambda_s &= h_c-H_s \\ q_s &= \dot{m}_s(h_c-H_s) = -\lambda_s\dot{m}_s \end{aligned} \quad (5.21)$$

Burada q_s (-) işaretlidir. Çünkü buhar ısı kaybeder. Bu kaybedilen ısı çözeltili tarafı için (+) olur. Sıvı tarafı için de entalpi dengesini yazılabilir;

$$q = (\dot{m}_F-\dot{m}_L)h_v-\dot{m}_Fh_F+\dot{m}_Lh_L \quad (5.22)$$

Buharın kaybettiği ısıyı çözelti aldığı için, $-q_s = q$ olur. (5.21) ve (5.22)'inci denklemlerden;

$$q = \lambda_s \dot{m}_s = (\dot{m}_F - \dot{m}_L) h_v - \dot{m}_F h_F + \dot{m}_L h_L \quad (5.23)$$

Sıvı tarafındaki, h_v , h_F ve h_L çözeltinin konsantrasyonuna bağlıdır. Bir çok çözeltiler sabit sıcaklıkta karıştırılınca veya seyreltilince, büyük bir ısı meydana gelmez. Bu, özellikle organik çözeltiler ve orta konsantrasyondaki anorganik çözeltiler için doğrudur. Şeker, tuz, kağıt fabrikaları çözeltileri, v.s gibi çözeltiler buna örnek gösterebilir. Sülfürik asit, NaOH ve CaCl_2 'ün özellikleri, konsantre çözeltisi içinde hissedilir seyrelme ısıyı açığa çıkarmaktadır. Çözeltinin buharlaştırılmasında, bu seyrelme ısı kadar ısıyı çözeltiliye vermek gereklidir. Konsantre omuş ve seyrelme ısı büyük olan çözeltilerin yüksek kaynama noktası gösterdikleri görülür. Bu, seyrelme ısılarından dolayı kaynama noktasının yükselmesinden dolayıdır. Çözeltinin seyrelme ısı küçük veya hiç olmasa, yine de hissedilir bir kaynama noktası yükselmesi görülür. McCabe et al (1987)

5.4.1. Seyrelme Isısı İhmal Edilen Çözeltilerin Entalpi Dengeleri

Seyrelme ısı ihmal edilebilen çözeltilerde h_F ve h_L entalpi değerleri çözeltilerin özgül ısılarından hesaplanır. Entalpiyi belli bir sıcaklığın üzerinde hesaplamak mümkündür. Çözeltinin kaynama sıcaklığı ve çözeltiyi terkeden buharın sıcaklığı aynı olduğu için T ile gösterilebilir. Bu sıcaklıkta, evaporatördeki çözeltinin özgül entalpisi sıfır ($h_L=0$) olarak alınır. Bu durumda $m_L h_L$ terimi kalkar. Seyreltik çözeltinin özgül entalpisi h_L , özgül ısdan hesaplanır. Bunun hesabı yapılırken t_F den T ye kadar özgül ısının sabit kaldığı kabul ediliyor. Buna göre;

$$h_F = c_{PF}(t_F - T) \quad (5.24)$$

Burada:

c_{PF} : Seyreltik çözeltinin özgül ısı, ($\text{J/kg}^\circ\text{C}$)

t_F : Seyreltik çözeltinin sıcaklığı, ($^\circ\text{C}$)

T : Konsantre çözeltinin sıcaklığı, ($^{\circ}\text{C}$)

Özgül ısı konsantrasyonunun liner bir fonksiyonu değildir.

$$c_p = 1 - (1 - c_{p0})x/x_0 \quad (5.25)$$

Çözeltinin belirli x_0 konsantrasyonundaki özgül ısı c_{p0} ise, başka bir x konsantrasyonundaki c_p özgül ısı bu formülden bulunur. Saf suyun özgül ısı 1 dir. h_v özgül entalpi değeri, (5.23) deki denklemde kullanılır.

Buharın entalpisi sıvının entalpisinden daha büyüktür. Eğer çözeltinin kaynama noktası yükselmesi İhmal edilecek kadar az ise, buharın entalpisi sıvının entalpisinden λ kadar farklıdır. Bu λ değeri ise buhar bölgesinin basıncı için suyun buharlaşma entalpisidir. Çözeltinin kaynama noktası yükselmesinden aşırı ısınmış buhar elde edilir. H_v özgül entalpisi çoğu kez buhar fazı basıncı için suyun buharlaşma entalpisi olarak alınır ve az hata ile çalışma olmaktadır. $H_v = \lambda$ olur. (5.23)'deki denklemden çıkarak bu kabuller kullanılırsa, tek etkili evaporatör için entalpi dengesi yazılır.

$$\begin{aligned} q &= \lambda_S \dot{m}_S = (\dot{m}_F - \dot{m}_L) \lambda - \dot{m}_F h_F, \quad h_F = c_{PF}(t_F - T) \text{ ve } \dot{m}_L h_L = 0 \\ q &= \lambda_S \dot{m}_S = (\dot{m}_F - \dot{m}_L) \lambda - \dot{m}_F c_{PF}(t_F - T) \\ q &= \lambda_S \dot{m}_S = (\dot{m}_F - \dot{m}_L) \lambda + \dot{m}_F c_{PF}(T - t_F) \end{aligned} \quad (5.26)$$

Eğer seyreltik çözeltinin sıcaklığı t_F , T sıcaklığından daha büyük ise, $\dot{m}_F c_{PF}(T - t_F)$ değeri (-) olur. Bunun anlamı, evaporatöre seyreltik çözelti tarafından entalpi taşınmaktadır demektir. Buna sıçramalı veya kendi kendine buharlaştırma denir. Eğer t_F sıcaklığı T den küçük ise, yukarıdaki değer (+) çıkar. Böyle bir durumda, ısıtıcı buharın ısısının bir kısmı ısıtıcıya giren çözeltinin kaynama sıcaklığına getirilmesinde harcanmaktadır. Besleme çözeltisinin bu amaçla ısıtıldığı evaporatörlerde, $\dot{m}_F c_{PF}(T - t_F)$ terimine yükleme ısı denmektedir.

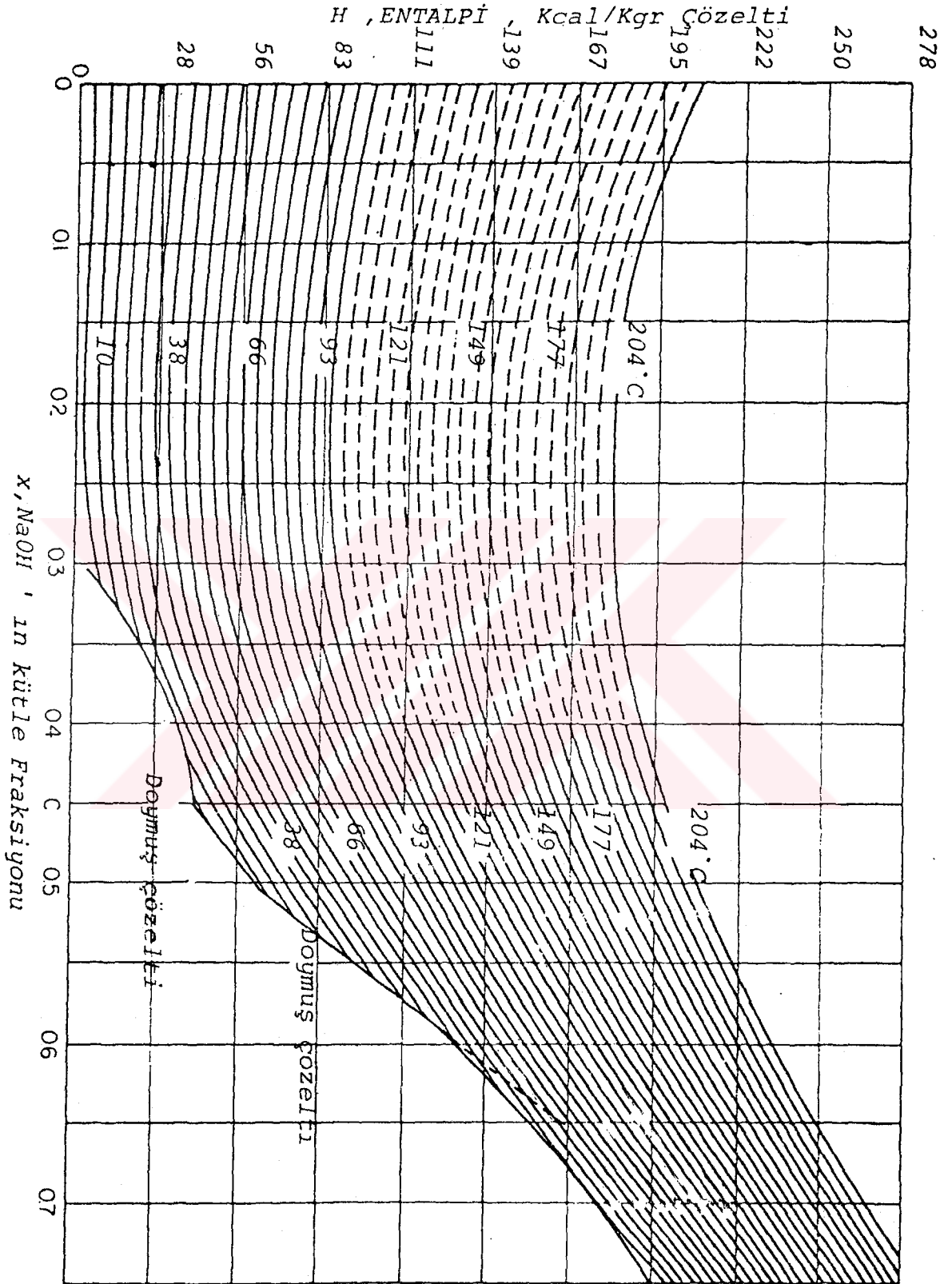
Denklem (5.26)' dan görüldüğü gibi ısıtıcı buharın yoğuşma ısısından iki şekilde yararlanılmaktadır;

i) Çözültiden suyun buharlaşması için harcanan buharlaşma ısı, $(\dot{m}_F - \dot{m}_I)\lambda$ ile gösterilen terimle gösterilmektedir.

ii) Besleme çözeltisini kaynama sıcaklığına erdirmek için harcanan ısı, $\dot{m}_F C_{PF}(T - t_F)$ terimi ile gösterilmektedir. Eğer besleme T den büyük sıcaklıkta olsaydı, sıçramalı evaporasyon olurdu. McCabe et al (1987)

5.4.2. Seyrelme Isısı Önemli Olan Çözültelerde Entalpi Dengesi

Sülfirik asite su ilavesinde olduğu gibi seyrelme ısısı ihmal edilecek kadar küçük değilse, h_L entalpisı sabit sıcaklıkta konsantrasyon ile lineer olarak değişmemektedir. (5.23)'deki denklemi kullanabilmek için h_F ve h_L değerlerini iyi bilinmesi gereklidir. Bu değerler en iyi bir şekilde entalpi-konsantrasyon diyagramı kullanılarak elde edilebilir. Bu grafikte entalpi (Kcal/kg) olarak çözelti konsantrasyonuna karşı bir izoterm için grafiğe geçirilmiştir. Konsantrasyon çoğu kez kütle kesri veya yüzde ağırlık olarak alınır. Bunun okunmasında, belli konsantrasyondan istenilen izoterme dik çıkılır, karşı gelen entalpi bulunur. Şekil 5.4'de NaOH-su çözeltisinin entalpisı gösterilmektedir. Burada konsantrasyon kütle kesri olarak ve entalpi de Kcal/kg olarak alınmıştır. Sıvı su 0 °C da mevcuttur. Bu sebepten eğride ancak bu sıcaklığa kadar izotermeler vardır. Bu izotermelerin doğru hat şeklinde uzanan bölgelerinde, seyrelme ısısı yoktur. İzotermi eğri şeklinde olduğu bölgede seyrelme entalpisı hissedilecek kadar büyüktür. Bu grafik seyrelme ısısı dikkate alınarak çizilmiştir. Eğer böyle olmasaydı, özgül entalpiyi vermekten uzak olurdu. Burada NaOH çözeltisinin entalpisı ile buhar basıncı arasında bir ilgi vardır. NaOH çözeltisinin buharlaşma basıncı Dühning kuralından alınır, sonra alınan sonuçtan, entalpi-konsantrasyon grafiğinden çözeltinin entalpisini bulanabilir. McCabe et al (1987)



Şekil 5.4. NaOH-su sisteminde entalpi-konsantrasyon diyagramı

5.5. Çok Etkili Evaporatörlerde Kapasite Eşitlikleri

Evaporatör hesaplanmasında öncelikle kapasite ve ekonomi hesabı yapılır. Kapasite, saat başına buharlaşan su miktarıdır. Verim , elde edilen buharın sarfedilen buhara oranıdır.

$$\text{Verim} = (\text{Elde edilen buhar}) / (\text{sarfedilen buhar})$$

$$\text{Verim} = \dot{m}_v / \dot{m}_s \quad (5.27)$$

Tek etkili evaporatörlerde verim daima 1'den küçüktür, fakat çok etkili evaporatörlerde verim 1'den büyüktür. Buhar sarfiyatı, kapasitenin verim oranına eşittir.

$$\text{Buhar sarfiyatı} = \frac{\text{Kapasite}}{\text{Verim}} = \frac{\text{Elde edilen buhar / saat}}{\text{Elde edilen buhar/sarf edilen buhar}}$$

Evaporatördeki ısıtıcı yüzeylerde oluşan ısı transfer hızı, üç faktöre bağlıdır. Bunlar; Isıtıcı yüzey (A), sıcaklık farkı (ΔT), tüm ısı transfer katsayısı (U)dır. Denklem 5.17'de gösterilmiştir.

Eğer evaporatöre giren çözelti buhar fazının basıncı için kaynama sıcaklığında ise, evaporatörlerde ısı transferi iyi olur. Kapasite ısı ile orantılı olur. Dolayısıyla kapasite üç faktöre bağlıdır. Bunlar; (A) yüzey, (U) tüm ısı transfer katsayısı, (ΔT) sıcaklık farkıdır. Eğer sisteme giren çözelti soğuk ise, ısının büyük bir kısmı çözeltiyi kaynama sıcaklığına getirilebilmek için sarfedilir. Bu sebeple kapasite düşer. Bu amaçla harcanan ısının, buharlaşmaya faydası yoktur. Buharın ısısından faydalanma durumuna göre çeşitli evaporatörler karşılaştırılabilir. Verim, giriş çözeltisinin ısıtılması ile yükselir. Evaporatöre verilen enerjinin büyük bir kısmı çözeltiyi kaynama sıcaklığına getirmek için sarfediliyorsa, bu sistemde verilen enerjinin ancak küçük bir kısmı buharlaştırmaya sarfedilmiştir. McCabe et al (1987)

Verimi az etkileyen faktörler de vardır. Bunlar; buharın ve çözeltilinin buharlaşma ısıları, çözeltilinin seyrelme ısı, ısıtıcı buhar içerisinde bulunan aşırı ısınmış buhar veya su miktarı, evaporatörün etrafında kaybedilen ısı miktarı v.s. dir. Bunların tam değerlerini bulabilmek için entalpi dengesi yapılmalıdır. Tablo 5.2’de bunlar sıra ile görülmektedir. Kapasite ve verim, verilen bir evaporatör için çok önemli veya önemsiz faktörler olabilir. Bunlarda bu tabloda görülmektedir.

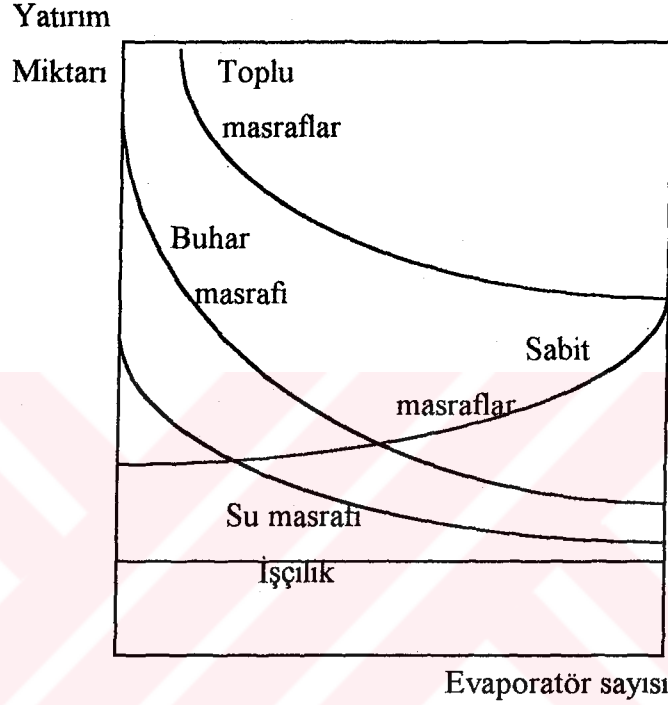
Tablo 5.2. Evaporatör kuruluşunu etkileyen faktörler

KARAKTERİSTİK	BAŞ ETKENLER	AZ ETKENLER
KAPASİTE	Isıtıcı yüzeyin alanı	Isıtma miktarı
	Sıcaklık düşmesi	
	Tüm ısı transfer katsayısı	
VERİM	Etkenlerin sayısı	Buharın buharlaşma ısı
	Isıtma ısı miktarı	Sıvının buharlaşma ısı
		Seyrelme ısı
		Aşırı ısınma veya buhardaki sıvı miktarı
		Isı kaybı

Çok etkili evaporatörlerde verim yükseldikçe kapasite düşer. Evaporatörlerin çeşitli etkilerinin yüzeyini büyütmek mümkündür. Çok etkili evaporatörün toplam kapasitesi, bir etkisindeki ısıtıcı yüzeye sahip olan ve başlangıç şartları aynı olan tek etkili evaporatörlerden daha büyük değildir.

Evaporatörün her 1 m² ısıtıcı yüzeyinin maliyeti, toplam yüzeyin bir fonksiyonudur. Büyük tesisatlar için asimtotik olarak düşer. Etki sayısını dikkate almadan 1 m² ısıtma alan fiyatı sabit olduğu zaman, N etkili bir evaporatör için gerekli olan yatırım, aynı kapasitedeki tek etkili evaporatör için gerekli olanın N katıdır. Optimum etki sayısı, elde edilen buhar kazancı ile artan ısı transfer alanları için gerekli olan yatırım miktarı arasında kurulan bağıntıdan elde edilir. Gülbaran (1986)

Şekil 5.5’de bu bağıntı görülmektedir. Yıllık sabit giderler, evaporatör için yapılan ilk yatırımın belirli bir yüzdesi olarak alınabilir. Su buharı ve soğutma suyu giderleri başlangıçta düşmektedir. İşçilik giderleri sabit kabul edilmektedir. Evaporasyonun tüm giderleri, yukarıda açıklanan giderlerin ve dolayısı ile bu giderlere ait eğrilerin toplamına eşittir. Tüm gider, genellikle optimum etki sayısı için belirlidir. Çataltaş (1992)



Şekil 5.5. Çok tesirli bir evaporasyonda optimum tesir sayısı

IV. Adım: Çok etkili evaporatörlerde ısı kapasitesi hesapları yapılır. Kütlelerin ısıtılması ve seyrelme ısısı ihmal edilebilmekte ise evaporatörün kapasitesi direk olarak ısı transfer hızına bağlı olur. Isı transferi denklemleri yazılırsa;

$$\text{Birinci evaporatöre verilen ısı : } Q_1 = A_1 U_1 \Delta T_1$$

$$\text{İkinci evaporatöre verilen ısı : } Q_2 = A_2 U_2 \Delta T_2$$

$$\text{Üçüncü evaporatöre verilen ısı: } Q_3 = A_3 U_3 \Delta T_3$$

Aynı şekilde diğer evaporatörlere verilen ısı denklemleri yazılabilir. Yapılan ısı denklemleri, standart evaporatörler kullanılması düşüncesiyle her bir evaporatörde aynı ısı transferi olduğu düşünülürse, aşağıdaki denklem şeklinde yazılabilir.

$$A_1U_1\Delta T_1 = A_2U_2\Delta T_2 = A_3U_3\Delta T_3 = \dots = A_nU_n\Delta T_n \quad (5.28)$$

Toplam kapasite ile ısı transferi orantılıdır.

$$Q = Q_1 + Q_2 + Q_3 + \dots + Q_n \quad (5.29)$$

Her bir A yüzeyinde ve U iletkenliğinde;

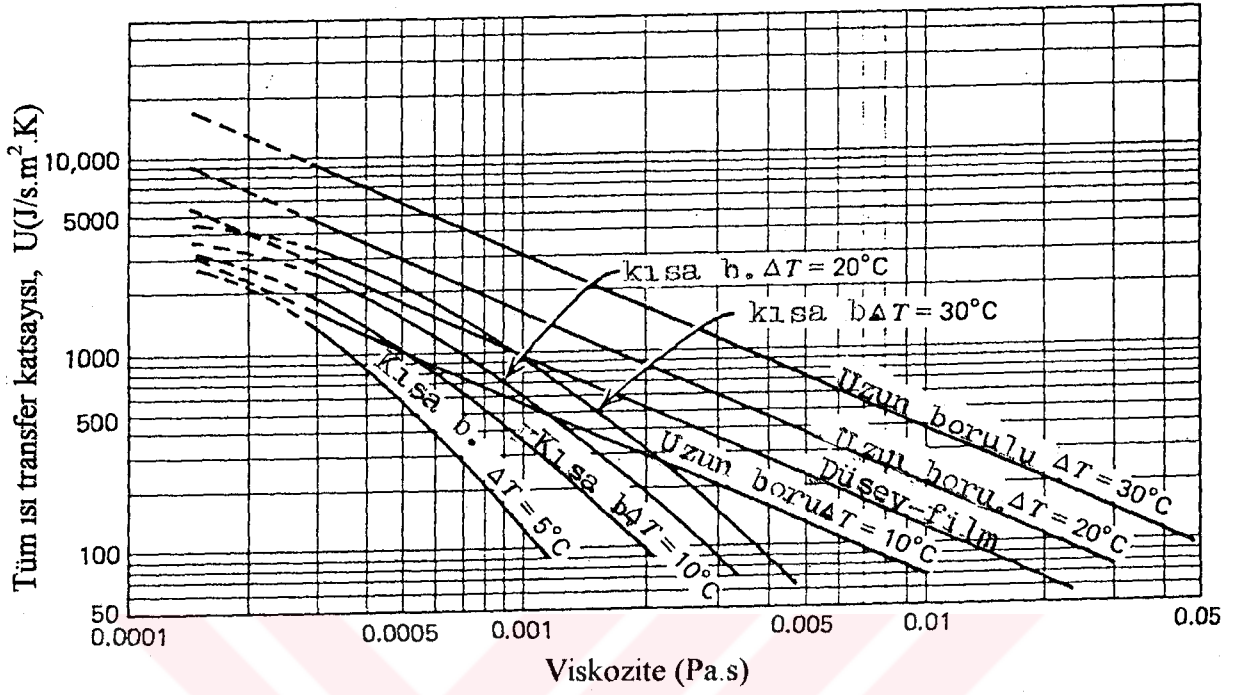
$$Q = A_1U_1 \Delta T_1 + A_2U_2 \Delta T_2 + A_3U_3 \Delta T_3 + \dots + A_nU_n\Delta T_n$$

Her etki için U ve A'nın aynı olduğunu kabul ederek:

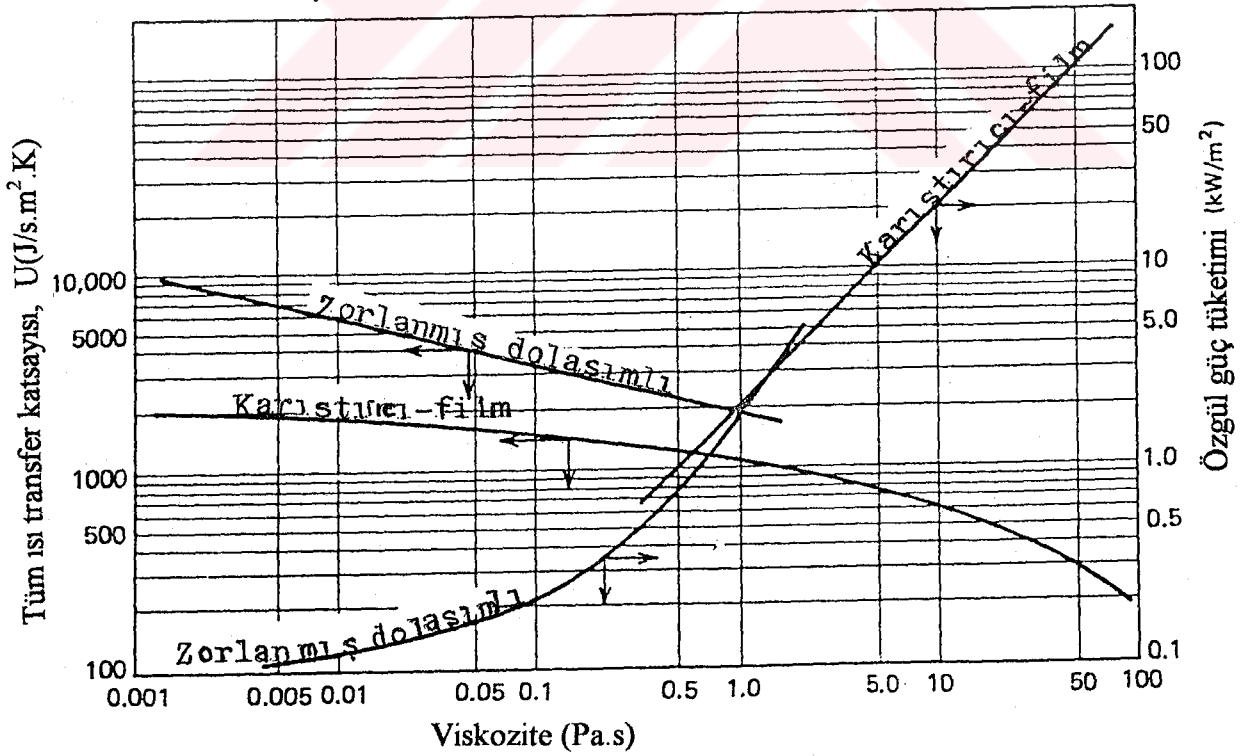
$$Q = AU (\Delta T_1 + \Delta T_2 + \Delta T_3 + \dots + \Delta T_n) \quad (5.30)$$

Burada ΔT toplam sıcaklık düşmesini göstermektedir ve birinci etkideki ısıtıcı kamarası ile son etkinin buhar kademesi sıcaklıklarının farkına eşittir. Isı transfer alanı A olan bir evaporatörü düşünürsek; bu evaporatörün sıcaklık düşmesi ΔT ve toplam ısı transfer katsayısı da U olsun. Bu değerler üç etkide de aynı değerlerde olsun. Bu tek etkili evaporatörün de ısı transfer değeri yazılırsa, $Q = AU\Delta T$ dir. Bu denklem çok etkili evaporatör için bulunan denklemin aynısıdır. Kaç etkinin kullanıldığının, görüldüğü gibi önemi yoktur. Kaynama noktasının yükselmesi ve diğer faktörler gerçekte çok etkili evaporatörlerin kapasitesini ona aynı olan tek etkili evaporatöre nazaran düşürür. Ulrich (1984)

V. Adım: Isı transfer katsayısı elde edilir. Tanımlanan ısılardan ısı transfer katsayısı her aşama için viskozite bilgilerinden ve Şekil 5.6 ve Şekil 5.7'den tahmin edilmektedir. Bütün katsayılar normal olarak $500 \text{ j/m}^2\text{s}^0\text{K}$ 'ni aşar. Eğer öyle değilse, bir başka evaporatör seçimi yerine besleme sırasının düzenlenmesi düşünülmelidir. Ulrich (1984)



Şekil 5.6. Doğal dolaşimli evaporatörlerin (Su temel baz alındı) dizaynının başlangıcı için tüm ısı transfer katsayısı



Şekil 5.7. Zorlanmış dolaşimli evaporatörlerin (Su temel baz alındı) dizaynının başlangıcı için özgül güç tüketimi ve tüm ısı transfer katsayısı

VI. Adım: Eşitlik 5.28'den bir evaporatör etkisinin alanı hesaplanır.

$$\Delta T_1 : \Delta T_2 : \Delta T_3 : \dots : \Delta T_n = 1/U_1 : 1/U_2 : 1/U_3 : \dots : 1/U_n$$

$$\frac{\Delta T_i}{\Delta T_{i+1}} \cong \frac{U_{i+1}}{U_i} \quad (5.31)$$

VII. Adım: Güç tüketimi tanımlanır. Eğer pompalar karışık beslemeli operasyon için kullanılır veya zorlanmış dolaşımli evaporatörler kullanılırsa, güç tüketimi şekil 5.7'dan sağlanan bilgi ve bilinen yüzey alanları kullanılarak hesaplanabilmektedir.

Yukarıda ki adımların sırası donanım malzemelerinin fiyatlarını bulmak ve akış diyagramı oluşturmaya yeterli olmaktadır. Ulrich (1984)

BÖLÜM 6. ÇOK ETKİLİ EVAPORATÖRLERİN DİZAYNININ UYGULAMASINDA BAZI İŞLEMLER

6.1. Evaporatör Dizaynında Optimizasyon

Bir prosede bir evaporasyon işlem adımı gerektiğinde, evaporatör dizayn problemi ciddi araştırmalar gerektirir. Her ne kadar evaporasyon donanımları üzerinde yıllardır çalışmalar ve analizler yapılsada, her uygulama kişisel dikkati gerektirir. Hiçbir evaporasyon konfigürasyonu ve donanımlarının, arızasız işletilmesi beklenmemektedir.

Optimal evaporasyon donanımlarının seçimi üzerine bir mühendis çalışmasında bilinenler ve tanımlanmış şeylerin listesi yapılmalıdır. Bu şekilde bir analizin, en azından şunları içermesi gerekir.

Bilinenler:

- Üretim oranı ve ürün analizi
- Besleme akım oranı, besleme analizi, besleme sıcaklığı
- Kullanılanların değerlendirilmesi (Buhar, su, gaz, v.b)
- Yoğuşma için yerleşme düzenlenmesi ve saflığı
- Muhtemel konstrüksiyon malzemeleri

Bilinmeyenler:

- Basınçlar, sıcaklıklar, çözeltiler, karışımlar, kapasiteler ve konsantrasyonlar
- Evaporatörlerin etki sayısı
- Etkiyi terkeden buhar miktarı
- Isı transfer yüzeyi

Belirlenecek özellikler:

- En iyi evaporatör gövdesi ve ısıtıcı düzeneği
- Kristal veya herhangi bir çözeltinin filitreleme özelliği
- Donanım boyutları
- Yüksek ısıdaki buharın saflığı için ayırıcı elemanlar
- Malzemeler, fabrikasyon detayları, aletler

Kullanılan tükelenler:

- Buhar
- Elektrik gücü
- Su
- Hava

Çok etkili evaporasyonda evaporasyon sisteminin toplam kapasitesi (aynı büyüklükte) aynı terminal koşulları altında çalışan ve tek etkili ısıtma alanına sahip tek etkili evaporatörden daha fazla olmamaktadır. N etkilide her birim yüzey başına düşen buharlaşmış su miktarı kabaca 1/N tek etkilideki kadardır. Dahası her etkilideki kaynama noktasının yükseltilmesi kullanılabilir ısısının düşmesine sebep olmaktadır. Bu da ısı kapasitesinin azalması demektir. Çok etkili evaporatörlerde birim metrekaredeki buharlaşma maliyeti toplam alanla birlikte düşmektedir. Bundan dolayı, verilen ürünü elde etmek için ısı değiştirici yüzeyinin maliyeti buharın maliyeti ile dengelenebilmektedir. (Edgar et al 1988)

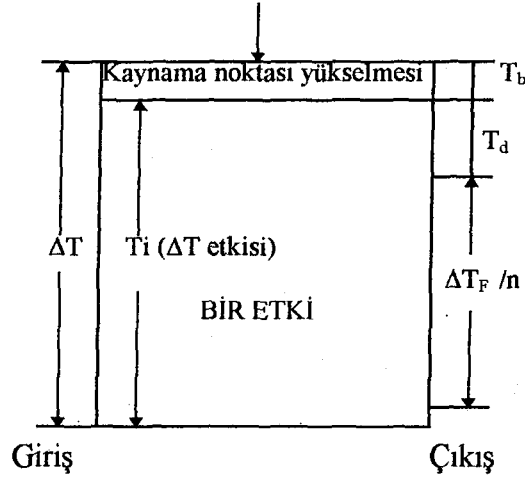
6.1.2. N etki sayısının optimumu

İşlem fiyatı ve kapital hesabı için öncelikle ısı transferi hesabı yapılmalıdır. Logaritmik olarak sıcaklık farkı ΔT_{1m} olarak tanımlanırsa;

$$\Delta T_{1m} = \frac{T_i - T_d}{\ln(T_i/T_d)} \quad (6.1)$$

T_i sabit bir basınç oranı için K sabitine eşitlenebilir. Çünkü ($T_d = T_i - \Delta T_f / n$) dir.

$$\Delta T_{1m} = \frac{\Delta T_f / n}{\ln [K / (K - (T_f / n))]} \quad (6.2)$$



Şekil 6.1. Logaritmik olarak sıcaklık farkı ΔT_m 'nin tanımlanması

Bir sabit performans oranı için evaporatörün toplam fiyatı;

$$f_1 = C_E n + C_C A \quad (6.3)$$

Alanın denklemini yazılırsa ;

$$A = \frac{Q}{U(\Delta T_{1m})}$$

6.3'deki f_1 eşitliğinden n ayrılırsa ve A eşitliği f_1 eşitliğinde yerine konursa, diferansiyel olarak:

$$C_E + C_C \frac{Q}{U} \left[\frac{\delta (1/\Delta T_{1m})}{\delta n} \right]_P = 0 \quad (6.4)$$

(6.2) eşitliğini kullanırsak, denklem;

$$\frac{\delta(1/\Delta T_{1m})}{\delta n} = \frac{1}{nK(1-\Delta T_F/nK)} - \frac{\ln(1-\Delta T_F)}{\Delta T_F} \quad (6.5)$$

Pratikte, evaporasyon tesisinin boyut değişiklikleri (Q sabit olması durumunda), birim evaporatör fiyatı, bir etkiadaki kondenser alanı fiyatına oranı tüm pratik amaçlar için bir sabit olarak 0.184 olarak alınmaktadır. (K) ve (n)'nin (P)'nin bir fonksiyonu olmasıyla, (P)'nin fonksiyonunun (K)'la yer değiştirilmesiyle çıkartılabilmektedir.

$$P = \frac{(\Delta H_{\text{buhar}})(q_e)}{(F_{\text{çıkış}} C_{PF} \Delta T_{i\text{Sıtıcı}})_{\text{ilk etki}}} \quad (6.6)$$

$nK = 590$ olarak kısa bir yaklaşım sağlanabilmektedir. Edgar et al (1988)

Eşitlik (6.5) ve (6.6) kullanılarak, K değeri ve dolayısıyla n sayısı bulunur.

Burada:

- A : Kondenserin ısı transfer alanı, (m²)
- c_P : Sabit basınçta özgül ısı, (J/kg⁰C)
- C_C : Her birim kondenser alanının fiyatı, (6.25x10.76\$/m²)
- C_E : Her bir evaporatörün fiyatı (aparatlar dahil), (7000\$/etki)
- C_S : Buhar fiyatı, (\$/kg)
- F_{çıkış} : Evaporatörden çıkan sıvı akışı, (Kg/s)
- K : T_i bağlı bir sabit, (T_i = ΔT - T_b)
- n : Etki sayısı
- P : Performans oranı, (Kg/J)
- q_e : Toplam buharlaşma, (kg/s)
- q_r : Toplam kullanılan buhar, (kg/s)
- r : Tesis geri kazanma faktörü
- s : Besleme buharı, (kg/s)

- T_b : Kaynama noktası yükselmesi, ($^{\circ}\text{C}$)
 ΔT_f : Taze buharın ayrılma aralığı, ($^{\circ}\text{C}$)
 U : Bütün ısı transfer katsayısı, ($\text{J}/\text{m}^2\text{s}^{\circ}\text{C}$)
 ΔH_{buhar} : Suyun buharlaşma ısısı, (J/kg)

6.1.3. Optimal Performans Oranı

Optimal tesis işlemi için minimize edilmiş toplam fiyat fonksiyonu, kullanılan buharın fiyatları ve (P) ile ilgili (sıvı pompalanması fiyatı ihmal edilmiştir) durumlarda tanımlanabilir.

$$f_2 = [C_C A + C_e n]r + C_S S \quad (6.7)$$

$$rC_C \frac{\delta A}{\delta P} + rC_E \frac{\delta n}{\delta P} + C_S \frac{\delta S}{\delta P} = 0 \quad (6.8)$$

$\delta A / \delta P$ 'nin değerleri, geliştirilmiş eşitlikler kullanılarak hesaplanabilmektedir ve (P)'nin birçok değerlerinin bir oranı olarak gösterilebilmektedir.

$$\frac{a(1+1/P)}{(1-bP)^2}$$

Burada a ve b bulunmuş deneysel bilgileri göstermektedir. $\delta n / \delta P$, ilgili (6.5) ve (6.6) eşitliklerinden tanımlanabilir. $\delta S / \delta P$ değeri ise aşağıdaki eşitlikten bulunabilmektedir.

$$P = \frac{q_e}{Q} = \frac{q_e}{(\Delta H_{\text{buhar}})S} \quad (6.9)$$

Eğer daha karışık bir matematiksel model evaporasyon işlemi göstermesi gerekirse, analitik formundan nümerik metotlara dönüştürülmelidir. Malzeme ve entalpi değerleri sıcaklığın ve basıncın fonksiyonları olarak denklemlerin çözümünü güçleştirir.

cektir. Genellikle sistem parametrelerinin hepsi her bir etkide (n sayısı bilinmeyen değişken) ısı transfer alanı hariç özeldir. Her etkideki buhar sıcaklığı bir önceki (n-1 bilinmeyen değişken) etkiden hariç tutulmaktadır. Edgar et al (1988)

6.2. Çok Etkili Evaporatörlerde Ekonomi

Dizayn işleminde öncelikle fiyat tahmin işlem basamakları incelenmelidir. Öndizaynda sabit kapital tahmini 8 adımda gerçekleştirilir.

I. Adım: Uygun kaynaklardan satın alınacak her ana elemanın fiyatı hesaplanır.

II. Adım: Fiyatların yükselmesi gözönünde tutularak uygun fiyat belirlenir. Güncel fiyatlar tahminle uygulanır.

III. Adım: Çoklu her güncel satın alma fiyatı $C_{P,i}$ tesis faktörü $F_{BM,i}^{CS}$ ile çarpılarak (Fiyat kısımları da dahildir), her elemanın net modül taban vergisi hesaplanır;

$$C_{BM,i}^{CS} = F_{BM,i}^{CS} C_{P,i} \quad (6.10)$$

IV. Adım: Eğer elemanlar özel tasarım ile yapılacak ve yüksek basınç veya sıcaklık servis genelinde kullanılmayacaksa, materyal ve basınç faktörü teknik elemanlar tarafından elde edilerek hesaplanır. Net modül faktörü $F_{BM,i}$ oluşturulur.

V. Adım: Birçok servis elemanı veya karışık donanımlar için geliştirilmiş çoklu güncel satın alma fiyatı $C_{P,i}$ ve gerçek net modül faktörü tarafından net modül fiyatı $C_{BM,i}^a$ elde edilir.

$$C_{BM,i}^a = F_{BM,i}^a C_{P,i} \quad (6.11)$$

VI. Adım: Toplam net modül fiyatları, toplam net sermaye modülü ve gerçek toplam net fiyat modülünü içerir.

$$C_{TBM}^{CS} = \sum C_{BM,i}^{CS} \quad C_{TBM}^a = \sum C_{BM,i}^a \quad (6.12)$$

VII. Adım: C_{TBM}^a beklenmedik olaylar için 1.18 sayısı ile çarpılmakta ve toplam modül fiyatı ile toplam net fiyat modülü bulunmaktadır. Eğer konveksiyonel olmayan işletim ile ilgili ise C_{TM} beklenmedik olasılık faktörü ile çarpılmaktadır. Bu değerler aşağıdaki şekilde gösterilmektedir.

Burada:

$C_{BM,i}^{CS}$: Her elemanın net modül vergisi, (\$)

$F_{BM,i}^{CS}$: Tesis faktörü

$C_{P,i}$: Çoklu her güncel satın alma fiyatı, (\$)

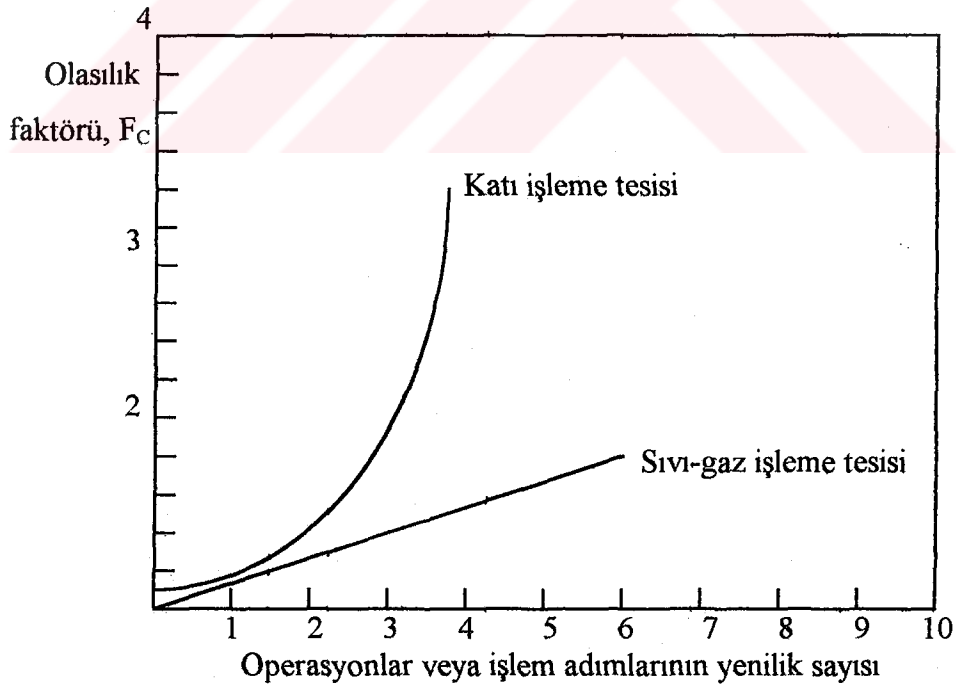
$F_{BM,i}$: Net modül faktörü

$C_{BM,i}^a$: Net modül sermayesi, (\$)

C_{TBM}^{CS} : Toplam net modül fiyatları, (\$)

C_{TBM}^a : Toplam net fiyat modülü

C_{TM} : Bir proses modülünün toplam fiyatı, (\$)



Şekil 6.2. İlerki tesislerde sürekli yenilik işlem adımları veya operasyonları için olasılık sınırları.

VIII. Adım: Eğer tahmin toplam yeni santral için ise, toplam tabanlı net modül fiyatı C_{TBM}^{CS} 0,3 ile çarpılır ve C_{TM} ye eklenir. Ulrich (1984)

6.2.1. Çok Etkili Evaporatörlerde Ekonomiye Bir Örnek

Çok etkili evaporatör, Kraft-likör'ün konsantrasyonu için tasarlanmaktadır. Kaynama noktası ihmal edilmiş ve su 20 kg/s kütleli debi ile hareket etmektedir. Kullanılan ekonomik değerlendirmeler ve verilerle, proses modülü için etkilerin optimum sayısı hesaplanmaktadır. Fiyatların gelişim tabanı 1994 yılı baz alınarak yapılmıştır. Alınan modül tarafından satış etkisini ortadan kaldırılmaktadır. Buradaki amaç giderlerin minimuma indirilmesidir. Etki sayısının artışı, kapital fiyatlarını artıracaktır ve kullanım giderleri düşecektir.

Şekil 4.1'de gösterilmekte olduğu gibi çok etkili evaporatörün akış şemasını ele alalım. Kaynama suyu çıkışı sıcaklığı yaklaşık 45 °C civarında kabul ediliyor (± 5 °C tolerans sıcaklığı olarak). Son etki yaklaşık 50 °C de yapılabilmektedir. Konvensiyonel işlem buharı 8 bar, buhar ısı ilk etkide 170 °C olacaktır. Kraft-likör çözeltisi için en uygun evaporatör için Tablo 4.2'yi kullanırsak, Kraft-likör için uzun borulu evaporatör uygundur.

Şekil 5.6'dan $\Delta T = 20^\circ C$ için $U = 2000 \text{ J/sm}^2\text{K}$ olmaktadır. Buhar verimi 0.85 olmaktadır. Toplam buhar verimi, eşitlik (4.4) ve (4.5) temel baz alınarak hesaplanırsa,

$$\sum_{i=1}^n m_{v,i} = m_s n \exp(y^{2/y}) = m_s n^{0.68}$$

Burada $\sum_{i=1}^n m_{v,i}$ 20 kg/s olarak problemde verilmiştir.

- N'e bağı olarak yıllık fiyatlar:

İşçilik:

$$A_L = n(0.3 \times 4 \text{ evaporatör})(\$25,000/\text{operatör yıl}) = 30,000n(\$/\text{yıl})$$

Denetim:

$$A_{Su} = 0.15A_L = 4500n(\$/\text{yıl})$$

- **Kullanılanlar:**

Buhar:

$$\begin{aligned} A_S &= m_S(31.5 \times 10^6 \text{s/yıl}) f_0 C_{S,S} \\ &= m_{v,i} (31.5 \times 10^6 \text{s/yıl}) f_0 C_{S,S} \end{aligned}$$

Soğutma suyu:

$$m_{v,n} = m_S y^n = m_S (0.85)^n = \frac{\sum m_{v,i}}{n^{0.68}} (0.85)^n$$

$$m_{CW} = \frac{\lambda m_{v,n}}{C_{P,CW}(45-30^\circ\text{C})}$$

$$A_{CW} = m_{CW}(31.5 \times 10^6) f_0 C_{S,CW}$$

Yüksek ısı, Laboratuvar, Yönetim:

$$A_{OH} = 30,000n(\$/\text{yıl})$$

Sermaye bağlantılı giderler dahilinde, yıllık değişken toplam giderler;

$$A_{VTE} = A_{VFC} + A_{VOE} = f_0 C_{VFC} + A_L + A_{Su} + A_S + A_{CW} + A_{OH} \quad (6.13)$$

Buhar fiyatları kg başına \$0.017/kg dır. İşlem faktörü %90 dır.

$$A_S = (20 \text{ kg/s}) \frac{(31.5 \times 10^6 \text{ s/yıl})}{n^{0.68}} (0.90) (\$0.017/\text{kg})$$

$$A_S = \frac{9.6 \times 10^6}{n^{0.68}}$$

Soğutma suyu ünitesi baz alındığında 6×10^{-5} \$/kg dır. Bunlar gözden geçirildikten sonra, eşitlik (6.13)'den verim;

$$A_{VTE} = f_0 C_{VFC} + 65,000n + \frac{9.6 \times 10^6}{n^{0.68}}$$

Temel olarak, değişken net sermaye şekil (4.1)'den evaporatör modülü için toplam kapitaldir. $\Delta T = 120^\circ\text{C}$ olacaktır ve evaporatör alanı aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$Q = m_{S,1} (h_v - h_l)_{8\text{bara,doy.}} = \frac{m_v}{0.85} (2769 - 721 \text{ KJ/kg})$$

$$Q = \frac{20 \text{ kg/s}}{0.85} (2048 \text{ KJ/kg}) = 48 \times 10^6 \text{ J/s}$$

$$A = \frac{Q}{U \Delta T} = \frac{48 \times 10^6 \text{ J/s}}{(2000 \text{ J/sm}^2\text{K})(120^\circ\text{C})} = 200 \text{ m}^2$$

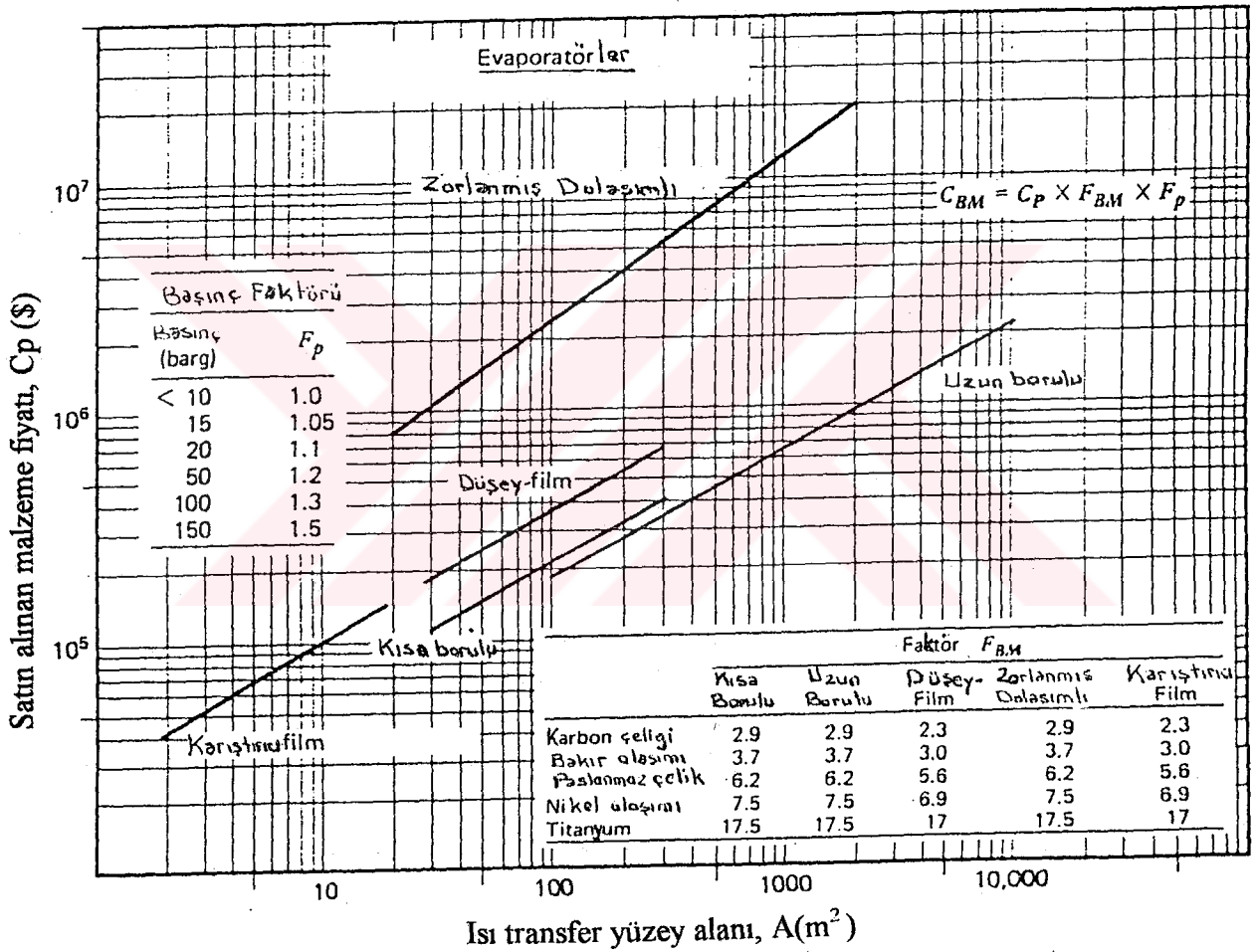
Burada:

A_L : İşçilik için yıllık fiyat, (\$/yıl)

A_{Su} : Tesisin denetimi için yıllık fiyat, (\$/yıl)

A_S : Satışlardan yıllık gelir, (\$/yıl)

- f_0 : İşlem faktörü
 C_S : Üretilen her ünitenin satış fiyatı, (\$/ünite)
 C_P : Çoklu güncel satın alma fiyatı, (\$)
 A_{CW} : Soğutma suyu için yıllık fiyatı, (\$/yıl)
 A_{VTE} : Yıllık toplam değişken giderler, (\$/yıl)
 A_{VOE} : Yıllık değişken işlem giderleri, (\$/yıl)
 A_{VFC} : Sabit sermayeden dolayı yıllık değişken giderler, (\$/yıl)
 C_{FC} : Sabit sermaye fiyatı, (\$)



Şekil 6.3. Satın alınan malzeme fiyatı ve değişken tipdeki evaporatörler için modül faktörleri.

Şekil (6.3)'den;

$$C_P = \$250,000$$

$$F_{CS_{BM}} = 2.9, \quad C_{TM} = (\$250,000)(2.9)(1.18) = \$850,000$$

N üniteleri için her etkinin sayısına bakılmadan üniteler aynı büyüklükte olduğundan,

$$C_{TM} = \$850,000 n$$

Eğer yillanma faktörü 0.18 yıl^{-1} olursa, hesaplar;

$$A_{VTE} = 0.18 \text{ yıl}^{-1}(\$850,000n) + 65,000n + \frac{9.6 \times 10^6}{n^{0.68}} \text{ \$/yıl}$$

veya;

$$A_{VTE} = 220,000n(\$/\text{yıl}) + \frac{9.6 \times 10^6}{n^{0.68}} \text{ \$/yıl}$$

n 'nin değişken değerleri için, komponent fiyatları tablolastırılırsa,

Tablo 6.1. N'nin değişken değerleri için, komponent fiyatları

n	220,000n(\$/yıl)	$9.6 \times 10^6 / n^{0.68}$ (\$/yıl)	A_{VTE} (\$/yıl)
2	440,000	6,000,000	6,440,000
4	880,000	3,740,000	4,620,000
6	1,320,000	2,840,000	4,160,000
8	1,760,000	2,330,000	4,090,000
10	2,220,000	2,006,000	4,226,000
12	2,640,000	1,772,000	4,412,000

Sonuçlar Şekil 6.4'de görülmektedir. Yedi veya sekiz etki optimum sayı olarak görülmektedir. Analitik olarak;

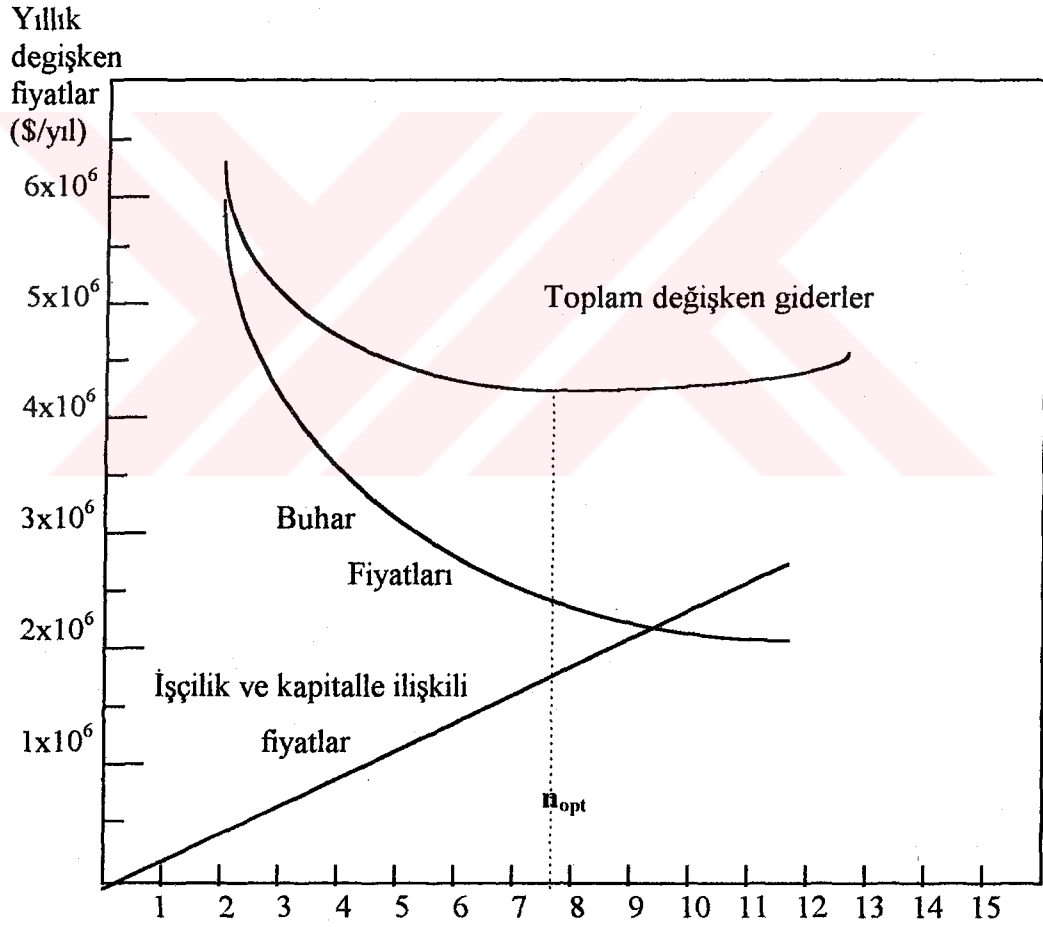
$$\frac{dA_{VTE}}{dn} = 220,000 - \frac{0.68(9.6 \times 10^6)}{n^{1.68}}$$

$$\frac{d^2A_{VTE}}{dn^2} = 1.68 - \frac{0.68(9.6 \times 10^6)}{n^{2.68}}$$

İkinci türev pozitiftir, minimumu göstermektedir ve birinci türev aşağıdaki formülde sıfırdır.

$$n = \left[\frac{0.68(9.6 \times 10^6)}{220,000} \right]^{0.6} = 7.6$$

Gerçek fark (ΔT)'nin değerinin yakınındadır. Yedi veya sekiz evaporatör teklif edilebilir.



Şekil 6.4. Verilen örnekteki çok etkili evaporatör modülüyle değişken fiyatların gösterilmesi

6.3. Çok Etkili Evaporatörlerin Ekserji Analizi

Termal sistemlerin dizaynında termodinamik uygulamaları önemlidir. Termodinamiğin birinci kanunu (Açık bir sistem için);

$$\frac{dE}{dt} = Q - W + m(h + 1/2V + gz) - m(h + 1/2V + gz) \quad (6.14)$$

Burada:

- W : İş, (kcal)
- E : Enerji, (kcal)
- h : Entalpi, (kcal/kg)
- z : Yükseklik, (m)
- m : Kütle, (kg)
- V : Hız, (m/s)
- g : Yerçekim ivmesi, (m/s²)

Termal bir sistemde herhangi bir bileşen, termodinamiğin birinci kanunuyla işlem dizaynı boyunca genellikle analiz edilebilir. İkinci kanun kavramlarını tüm performans belirlenmesinde kullanma zorunluluğu olasılığı yüksektir. Termodinamiğin ikinci kanununa dayanan ekserji analizi, kütle ve entalpi dengesinden sonra üçüncü adımı oluşturmaktadır. Termodinamiğin açık sistem için ikinci kanunu yazılırsa;

$$S_{\text{üretim}} = \frac{dS}{dT} - \frac{Q_i}{T_i} + mS - mS > 0 \quad (6.15)$$

Burada:

- S_{üretim} : Entropi üretimi
- dS/dT : Sistem içinde entropi üretimi
- Q_i/T_i : Sistemin çevresiyle yaptığı ısı transferiyle entropi transferi

Termodinamiğin ikinci kanununa dayanan ekserji analizinin amacı; çevreye daha az artık bırakan ve doğal kaynakları daha az kullanarak üretim yapmaktır.

Ekserji veya kullanılabilir enerji değişik ifadelerle tanımlanmaktadır. Szargut (1980)'a göre ekserji;

“Tersinir süreçler yoluyla, bir madde doğal çevrenin temel elemanları ile termodinamik denge durumuna getirildiğinde elde edilebilecek iş miktarı o maddenin ekserjisine eşittir.”

Riekert (1974)'e göre ekserji;

“Sadece çevre ile sistem arasında ısı değişimi koşulu ile, bir maddenin çevredeki yaygın maddelerden tersinir süreçlerle belirli bir durumda üretilebilmesi için gerekli mekanik veya elektrik enerji o maddenin ekserjisini verir.”

Bir maddenin ekserjisi, kimyasal ve fiziksel olmak üzere iki kısımdan oluşmaktadır.

$$E_x = E_{x_{kim}} + E_{x_{fiz}} \quad (6.16)$$

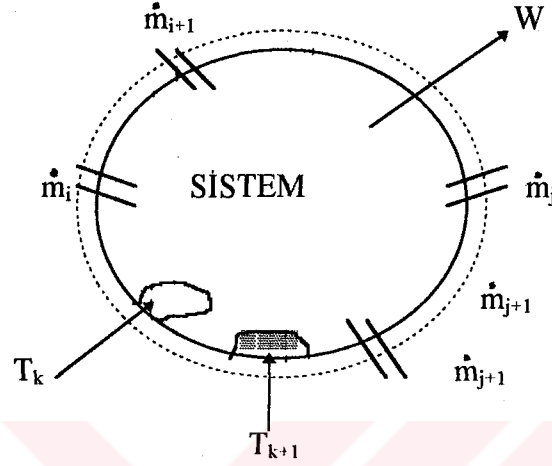
Toplam ekserji hesabı için aşağıdaki genel eşitlik yazılabilmektedir. Kotas (1985)

$$E_x = (E - E_0) - T_0(S - S_0) + P_0(V - V_0) + \frac{c^2}{2g} + (z - z_0)g + \sum_k (\mu_1 - \mu_0)_k N_k \quad (6.17)$$

Burada:

- $E_{x, kim, fiz}$: Ekserji, kimyasal, fiziksel ekserji, (kj/kg)
 E_0 : İç enerji, (kj/kg)
 $\mu_{1,0}$: Çıkış ve giriş için kimyasal potansiyel, (kj/kmol)
 S_0 : Entropi, (kj/kg⁰K)
 P : Basınç, (Pa)
 V_0 : Giriş, çıkış hacmi, (m³)
 c : Hız, (m/s)

Ekserji, korunumu zorunlu olmayan bir termodinamik büyüklüktür. Bu nedenle ekserji denkleğinde bir kayıp terimi, E_x bulunur. Çok etkili evaporatör sistemi kararlı rejimde ve açık sistem olduğundan ekserji denklemi çıkartılırsa;



Şekil 6.5. Kararlı rejimde açık sistemin şematik gösterimi

Sistem için denge:

$$\{ \text{Girenler} \} - \{ \text{Çıkanlar} \} + \{ \text{Üretilen} \} = \{ \text{Sistem içinde biriken} \} - \{ \text{Girenler} \} - \{ \text{Çıkanlar} \} + \{ \text{Üretilen} \}$$

Sistem içinde birikme olmadığından,

$$\{ \text{Giren} \} = \Sigma \dot{m}_j e_{hi} + \Sigma E_{Qk}$$

$$\{ \text{Çıkanlar} \} = \Sigma E_w + \Sigma \dot{m}_j e_{hj}$$

$$\{ \text{Üretilen} \} = - \{ \text{Ekaybı} \}$$

Burada:

ϵ, e : Özgül ekserji, (kj/kg)

h_o : Entalpi, (kj/kg)

$$e_{hi} = (h_i - h_0) - T_0(S_i - S_0)$$

$$E_w = W$$

$$E_Q = Q_k(1 - T_0/T_k)$$

$$\sum [\dot{m}_i(h_i - h_0) - T_0(S_i - S_0)] + \sum Q_k(1 - T_0/T_k) - \sum \dot{m}_j[(h_j - h_0) - T_0(S_j - S_0)] - W = E_{kayıp} \quad (6.18)$$

Çok etkili evaporatör sistemlerinde giren kütle miktarları ile çıkan kütle miktarları birbirine eşit olduğundan ve iş çıkışı olmadığından;

$$E_{kayıp} = \sum \dot{m}_i(h_i - T_0 S_i) - \sum \dot{m}_j(h_j - T_0 S_j) + \sum Q_k(1 - T_0/T_k) \quad (6.19)$$

Sistemde kinetik ve potansiyel enerji ihmal edilmiştir.

Çok etkili evaporatörlerde ekserji verimliliği değişik katsayılarla tanımlanmıştır. örneğin faydalı ürünlerin ekserji toplamının kaynak akımlarının ekserjileri toplamına oranı, mükemmelleşme derecesi olarak tanımlanmıştır ve aşağıda bu bağıntı verilmiştir.

$$DP = \sum_p E_{x_p} / \sum_r E_{x_r} \quad (6.20)$$

Burada:

DP : Mükemmelleşme derecesi

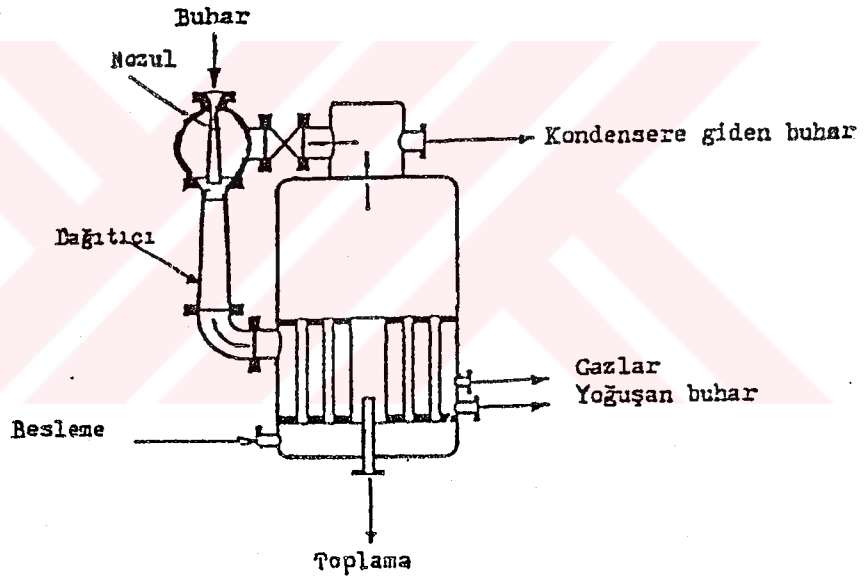
$\sum_p E_{x_p}$: Faydalı ürünlerin ekserji toplamı

$\sum_r E_{x_r}$: Kaynak akımlarının ekserji toplamı

Mükemmelleşme katsayısı 0-1 arasında değerler alır. 1 değeri, sistemin termodinamiğin II kanununa göre tam mükemmel çalıştığını gösterir. Tekin vd (1992)

6.4. Çok Etkili Evaporatörlere Termo-kompresör Uygulaması

Termo-kompresör teorisi, özellikle Kağıt ve şeker endüstrisindeki çok etkili evaporatör sisteminde kullanım alanı bulmaktadır. Şekilde tek etkili bir evaporatöre uygulanmış termo-kompresör prensip şeması görülmektedir. Kazandan çekilen kızgın buharla beslenen evaporatörde, bu buhar ısısını çözeltiliye aktarır. Isı kaybeden buhar yoğunlaştırılır. Kağıt ve şeker proseslerinde gerekli olan düşük basınçlı buhar, kazandan çekilen kızgın buharın otomatik kontrollü kısma valfi ile kısılmasından elde edilir. Bu buhar, buharlaşma işleminde kullanılır. Basınç düşürme işlemi adyabatik kabul edildiğinden, ısı kaybı olmamaktadır. Fakat basınç düşümünden dolayı ekserji kaybı olmaktadır.

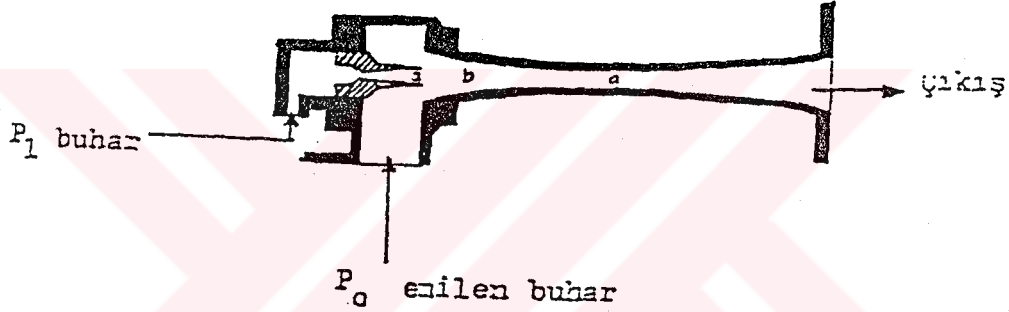


Şekil 6.6. Termo-kompresör uygulanmış evaporatör şekli

Evaporatörde meydana gelen ve kondensere yoğuşması için gönderilen düşük basınçlı buhar vardır. Bu buhar hemen hemen evaporatöre gönderilen buhar kadar enerji içermektedir. Bu kullanılmayan enerji hem yakıt tüketimini arttırmakta hem de termal kirlilik oluşturmaktadır.

Termo-kompresör, çok etkili evaporatör sisteminin ilk evaporatörden aldığı düşük basınçlı buharı, yüksek basınçtaki buharla sıkıştırarak proseste kullanılacak ısıtma buharını oluşturur.

Nozul, gövde ve dağıtıcıdan oluşan termo-kompresör Şekil 6.7'de görülmektedir. yüksek basınçlı buhar, kompresöre nozuldan girer. Nozulda buharın hızı yükselti- lerek, düşük basınçlı buharın çevresinde vakum oluşturulur(a). Vakum etkisiyle emilen düşük basınçlı buhar, hız etkisiyle gövde içinde yüksek basınçla karışır (b). Bunun sonucunda, yüksek hızlı karışımın kinetik enerjisi, basınç enerjisine dönüşür(c). Kern (1950)



Şekil 6.7. Termo-kompresör prensip şeması

Şekilde görülen parametreler şunlardır;

- P_1 : Yüksek basınçlı buhar
- P_0 : Düşük basınçlı buhar
- a : Yüksek basınçlı buhar nozulda genişler
- b : Düşük ve yüksek basınçlı buhar hız etkisiyle karışır
- c : Dağıtıcı kısımda karışım sıkıştırılır.

Bir örnek ile çok etkili evaporatör kullanılan bir şeker fabrikasındaki kısma valfi yerine termo-kompresör uygulaması verilirse;

Yüksek basınçlı buhar: $P_1=25$ bar, $T_1=3500C$

Düşük basınçlı buhar: $P_0=1.9 \text{ bar}$, $T_0=1800\text{C}$

Çevre şartları $P_U=1 \text{ bar}$, $T_U=200\text{C}$

Proses için istenen değer: $P_4=3.4 \text{ bar}$, $T_4=1800\text{C}$

Termo-kompresör sistem:

Termo-kompresör prosesinin mollier diagramında gösterilişi Şekil 6.8'de görülmektedir.



Şekil 6.8. Termo-kompresör prosesinin mollier diagramında gösterilmesi

Termo-kompresör verimi: $\eta = \%90$

Yüksek ve düşük basınçlı buhar karışım oranı $\dot{m}_0/\dot{m}_1 = 1$

$\dot{m}_0 = \dot{m}_1 = 6.944 \text{ Kg/s}$

Entalpi ekserjisi: $e = h - h_U - T_U(S - S_U)$

Mollier diyağramı ve yukarıdaki formülden Tablo 6.2'deki değerler elde edilmektedir.

Tablo 6.2. Mollier diyağramından elde edilen veriler

ŞARTLAR	h(kj/kg)	s(kj/kg)	e(kj/kg)
0	2740	7.15	613
1	3128	6.85	1125
2	2648	7.00	601
3	2690	7.11	610
4	2850	7.16	756
u	84	0.30	0

Termo-kompresörde verim ifadesi:

$$\eta = \frac{\text{Dışarıya alınan enerji}}{\text{İçeriye verilen enerji}} = \frac{(\dot{m}_0 + \dot{m}_1)e_1}{(\dot{m}_0e_0 + \dot{m}_1e_1)} \quad (6.21)$$

Kısma valfinde verim ifadesi:

$$\eta = \frac{\dot{m}.e_4}{\dot{m}.e_1} \quad (6.22)$$

Değerler formüllerde yerine konulduğunda;

Termo-kompresör için verim $\eta = 0.87$

Kısma valfi için verim $\eta = 0.67$

Verimlerde de görüldüğü gibi, termo-kompresörde %20 enerji kazancı vardır.

Çok etkili evaporatör sisteminde, evaporatörlerden elde edilen retür buharın bir kısmı termo-kompresöre gönderilerek taze buharla sıkıştırılarak basıncı artırılır. Bunun sonucunda ısı artırılmış buhar sistemi besleyen buhara eklenir. Böylece çok etkili evaporatörde ekonomi sağlanmış olur. Saraç vd (1994)

SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Dizayn işlemi, bir bütünlüğü kapsayan bir işlemdir. Malzeme, üretim kolaylığı, fiyat, verimlilik gibi çok değişik kriterlere bağlı olarak gerçekleştirilmektedir.

Bu çalışmada, kağıt, şeker, tuz üretimi endüstrisi gibi bir çok alanda kullanılan çok etkili eva-poratörlerin dizaynının en optimum olarak yapılması için gerekli kriterler verilmektedir. Çok etkili evaporatörlerin hızlı ve doğru bir dizaynı için, izlenebilecek adımlar verilmektedir. Evaporatör tipinin seçimi için, evaporatörlerin özelliklerini kapsayan tablo verilmektedir.

Çok etkili evaporatörlerin besleme akımları sınıflandırılarak mukayesesi yapılmaktadır. Çok etkili evaporatörlerin dizaynı adımlarla tanımlanarak, adım adım işlenmektedir. Bu adımlar takip edilerek doğru ve optimum bir dizayn gerçekleştirilebilecektir. Dizayn için gerekli entalpi, kütle ve enerji denklemleri verilmektedir. Özellikle çok etkili evaporatör dizaynında önemli derecede yardımcı olabilecek optimizasyon, ekonomi ve ekserji analizi işlenerek uygulanması verilmektedir.

Bu çalışma çok etkili evaporatörlerin dizaynı için gerekli bilgileri ve eşitlikleri içermektedir. Bu çalışmanın, çok etkili evaporatörlerin optimum ve yapılmasında bir kaynak oluşturacağı düşüncesindeyim.

Kurulacak olan olan bir termal sistemin dizaynında öncelikle; seçim, optimizasyon, ekonomi ve enerji analizinin çok iyi yapılmasının, verimliliğin artırılmasında büyük önemi olduğu kanatını taşımaktayım. Bu sebeple bütün termal sistemlerin dizaynı için referans kaynakların çoğaltılması önerisinde bulunmaktayım.

KAYNAKLAR

- 1- ÇATALTAŞ, İ., Evaporasyon, I.Ulusal Kütle Transferi Simpozyumu Isıtma ve Isı Ekonomisi Ulusal Kongresi. İstanbul, s.61-70, 1981.
- 2- ÇATALTAŞ, İ., 1992. Kimya Mühendisliğine Giriş. Ink. ve Aka. Şti., s. 194-277, İstanbul.
- 3- EDGAR, T.F. and HIMMELBLAU, D.M., 1988. Optimization of Chemical Proseses. vol.104, p.462-473, U.K.
- 4- GÜLBARAN, E., 1986. Ünit Operasyonları. Matbaa Tek. Koll. Şti., cilt-1, s.179-237, İstanbul.
- 5- KAKAÇ, S., 1987. Örneklerle Isı Transferi. O.D.T.Ü. Sedef ofset, Ek-II, s.291-305, Ankara
- 6- KERN, Q., 1950. Process Heat Transfer, McGraw Hill Kogakusha Ltd., p.398-452, Tokyo
- 7- KOTAŞ, J., 1985. The Exergy Method of Thermal Plant Analysis. Anchor Brondon Ltd. p.1-13, U.K.
- 8- McCABE, W.L. and SMITH, J.C. and HARRIOTT, P., 1987. Unit Operations of Chemical Engineering. 4th. edition, McGraw-Hill book company, p.412-446, New york.
- 9- RIEKERT, L., 1974. The Efficiency of Energy Utilization in Chemical Processes, Chem. Eng. Sci. 29, 1613.
- 10- SARAÇ, H.İ., 1981. Çok Tesirli Evaporatör Dizaynında Oluşan Lineer Denklemlerin Computer ile Çözümü. İ.D.M.M. Isı ve Proses Böl., Yüksek lisans tezi, İstanbul.
- 11- SARAÇ, H.İ.ve ERMIŞ, K. ve KILIÇASLAN, İ., 1994. Termo(jet)-Kompresör Uygulayarak Enerji Tasarrufu. 6'ncı Mühendislik Haftası, Bildiri, Isparta.
- 12- SZARGUT, J., 1980. International Progress in Second Law Analysis. Energy, 5, 709
- 13- TEKİN, T. ve YÜKSEL, B. ve BAYRAMOĞLU, M., 1992. Şeker Fabrikası Buharlaştırma Sisteminin Ekserjetik Analizi. Makele, Isı ve Bilim Tekniği Dergisi, s.5-73.
- 14- ULRICH, G.D., 1984. A Guide to Chemical Engineering Process Desing and Economics. John Willey & Sons., p.4-15,95-115,400-490.

ÖZGEÇMİŞ

1971 yılında Ankara'da doğdu. İlk, orta öğrenimini Polatlı'da tamamladı. Teknik liseyi Ankara'da Bilgisayar İşletim Teknisyeni olarak tamamladı. 1988 yılında girdiği Yıldız Üniversitesi Kocaeli Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü'nden 1992 yılında Makina Mühendisi olarak mezun oldu. Eylül 1992-Temmuz 1993 yılları arasında Karadeniz Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Makina Mühendisliği Anabilim Dalı'nda Yüksek Lisans öğrenimine başladı. Eylül 1993 yılında Kocaeli Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü, Makina Mühendisliği Anabilim Dalı'nda Yüksek Lisans öğrenimine devam etti.

1993 yılından beri Kocaeli Üniversitesi Teknik Eğitim Fakültesi, Makina Eğitimi Bölümünde Araştırma Görevlisi olarak görev yapmaktadır.

Y.Ü. YÜKSEKÖĞRETİM KURULU
GÖRÜNTÜLEME MERKEZİ