

T.C.
SAKARYA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**DİKEY BORULU BUHARLAŞTIRICILARDA DÜŞME
YÜKSEKLİĞİNİN ISI GEÇİŞİYLE OLAN İLİŞKİSİNİN
DENEYSEL ARAŞTIRILMASI**

DOKTORA TEZİ

Mak.Yük.Müh. Hüseyin PEHLİVAN

Enstitü Anabilim Dalı : MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ
Enstitü Bilim Dalı : ENERJİ
Tez Danışmanı : Y.Doç. Dr. Mustafa ÖZDEMİR

Mayıs 2008

T.C.
SAKARYA ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

**DİKEY BORULU BUHARLAŞTIRICILARDA DÜŞME
YÜKSEKLİĞİNİN ISI GEÇİŞİYLE OLAN İLİŞKİSİNİN
DENEYSEL ARAŞTIRILMASI**


DOKTORA TEZİ

Mak.Yük.Müh. Hüseyin PEHLİVAN

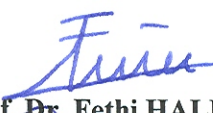
Enstitü Anabilim Dalı : MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ

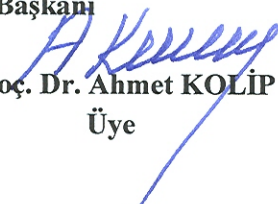
Enstitü Bilim Dalı : ENERJİ

Bu tez 21 / 05 / 2008 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Oybirliği ile kabul edilmiştir.


Prof. Dr. Salim ÖZÇELEBİ
Jüri Başkanı


Prof. Dr. Halil İbrahim SARAÇ
Üye


Prof. Dr. Fethi HALICI
Üye


Y.Doç. Dr. Ahmet KOLİP
Üye


Y.Doç. Dr. Mustafa ÖZDEMİR
Üye

TEŞEKKÜR

“Dikey borulu buharlaştırıcılarda düşme yüksekliğinin ısı geçişiyle olan ilişkisinin deneysel araştırılması” adlı doktora çalışmasında, karşılaşılan her güçlükte bilimsel ve manevi desteğini benden esirgemeyen danışman hocam Y. Doç. Dr. Mustafa Özdemir’e, tez izleme komitesindeki tüm bilimsel katkılarından dolayı Prof. Dr. Fethi Halıcı ve Y. Doç. Dr. Ahmet Kolip’e, çalışmamızda önemli bir adım olan deney düzeneğinin oluşturulmasındaki yardımlarından ötürü Tekniker Metin Günay’a, ve elbette, bilimsel ve manevi desteğiyle her zaman yanımda olan değerli hocam Prof. Dr. H. Rıza Güven’e en derin teşekkürlerimi ve saygılarımı sunarım.

İÇİNDEKİLER

TEŞEKKÜR.....	ii
İÇİNDEKİLER.....	iii
SİMGELER VE KISALTMALAR LİSTESİ.....	vii
ŞEKİLLER LİSTESİ.....	x
TABLolar LİSTESİ.....	xiv
RESİMLER LİSTESİ.....	xv
ÖZET.....	xvi
SUMMARY.....	xvii

BÖLÜM 1.

GİRİŞ.....	1
1.1. Giriş.....	1
1.2. Çalışmanın Amacı ve Kapsamı.....	2
1.3. Çalışmanın Mevcut Bilime Katkısı ve Yenilikler.....	4
1.4. Çalışmanın Organizasyonu.....	5

BÖLÜM 2.

KAYNAK ARAŞTIRMASI.....	6
2.1. Giriş.....	6
2.2. Durgun Akışta Kaynama.....	7
2.3. Düşey Akışta Kaynama.....	9
2.3.1. Borulu buharlaştırıcılarla ilgili çalışmalar.....	9
2.3.2. Plakalı buharlaştırıcılara ilgili çalışmalar.....	11
2.3.3. Kullanılan ürün çeşidiyle ilgili çalışmalar.....	12
2.3.4. Tuzlu su destilasyonu ile ilgili çalışmalar.....	13
2.3.5. Modelleme çalışmaları.....	14

BÖLÜM 3.

BUHARLAŞTIRICILAR.....	19
3.1. Giriş.....	19
3.2. Buharlaştırıcılar.....	19
3.3. Buharlaştırıcı Çeşitleri.....	20
3.3.1. Yatay borulu buharlaştırıcılar.....	21
3.3.2. Dikey borulu buharlaştırıcılar.....	22
3.3.3. Zorlanmış dolaşımli buharlaştırıcılar.....	23
3.3.4. Yükselen film tipi buharlaştırıcılar.....	24
3.3.5. Düşey (aşağı) akışlı buharlaştırıcılar.....	26
3.3.6. Spiral buharlaştırıcılar.....	28
3.3.7. Karıştırıcılı film tipi buharlaştırıcılar.....	28
3.4. Düşük Sıcaklık (Vakum) Buharlaştırıcıları.....	29
3.5. Kademeli Buharlaştırıcılar.....	29
3.6. Buharlaştırıcıların Seçiminde Dikkat Edilmesi Gereken Hususlar....	30
3.7. Buharlaştırıcıların Avantajları.....	30

BÖLÜM 4.

TEORİK ESASLAR VE MEVCUT BİLİM DÜZEYİ.....	32
4.1. Yoğuşma ve Buharlaşma İçin Temel Bilgiler.....	32
4.2. Yoğuşma.....	33
4.3. Buharlaşma ve Kaynama.....	34
4.4. Yoğuşma Buharlaşma ve Kaynamada Isı Geçişini Etkileyen Unsurlar.....	34
4.5. Yoğuşma Buharlaşma ve Kaynamada Isı Geçişini Etkileyen Dirençler.....	35
4.6. Yoğuşma Buharlaşma ve Kaynamada Isı Geçişini Etkileyen Diğer Faktörler.....	37
4.7. Durgun Akışta Kaynamada Isı Geçişi.....	38
4.8. Düşey Akışta Kaynamada Isı Geçişi.....	42
4.8.1. Damla yoğuşması.....	43
4.8.2. Laminer düzgün yüzeyli film yoğuşmasında ısı geçişi.....	45
4.8.3. Düşey borularda çift fazlı akış şekilleri.....	48

4.9. Araştırma Gereksinimi ve Çalışmanın Amacı.....	49
BÖLÜM 5.	
DENEY DÜZENEKLERİNİN HAZIRLANMASI	52
5.1. Giriş.....	52
5.2. Durgun Akışta Kaynama İçin Deney Düzeneği.....	52
5.2.1. Deneyde kullanılan donanımlar.....	52
5.2.2. Deneyin hazırlanması.....	54
5.2.3. Deney prosedürü.....	54
5.3. Düşey Akışta Kaynama İçin Deney Düzeneği.....	56
5.3.1. Deneyde kullanılan donanımlar.....	57
5.3.2. Düşey akışta kaynama deney düzeneği.....	63
5.3.3. Deney düzeneğinin testi.....	64
5.3.4. Deneyin hazırlanması.....	66
5.3.5. Deney prosedürü.....	67
5.3.6. Deney kontrol listesi ve test protokol örneği.....	69
5.3.7. Test deneyleri.....	69
BÖLÜM 6.	
DENEYSEL SONUÇLAR.....	72
6.1. Durgun Akışta Kaynama.....	72
6.1.1. Kaynama sıcaklığı ve matematiksel modelleme.....	72
6.1.2. “n” katsayısının belirlenmesi.....	74
6.1.3. Buharlaşma ısı taşınım katsayısının bulunması.....	77
6.2. Düşey Akışta Kaynama (Buharlaşma).....	79
6.3. Düşey Akışta Kaynama Deney Sonuçlarının Tartışılması ve Parametrik Analiz.....	82
6.3.1. Toplam ısı geçiş katsayısı.....	82
6.3.2. Buharlaşma ısı taşınım katsayısı.....	95
6.4. Düşen Film Akışı İçin Isı Geçişinin Modellenmesi.....	103
6.4.1. Söz konusu ısı transferinin incelenmesi.....	104
6.4.2. Model a.....	108
6.4.3. Model b.....	109
6.4.4. Model c.....	111

6.4.5. Model d (bu çalışmanın özgün modeli).....	112
6.5. Model Değerlerinin Karşılaştırılması.....	114
BÖLÜM 7.	
TARTIŞMA VE ÖNERİLER.....	122
7.1. Durgun Akışta Kaynama.....	122
7.2. Düşey Akışta Kaynama.....	123
KAYNAKLAR.....	125
EKLER.....	133
ÖZGEÇMİŞ.....	154

SİMGELER VE KISALTMALAR LİSTESİ

A	: Alan [m^2]
a	: Isı yayılma katsayısı [m^2/s]
P	: Basınç [Pa]
c	: özgül ısı [kJ/kg.K], sabit
C	: Konsantrasyon [kg/kg],
d	: Çap [m]
f	: Boyutsuz büyüklük [-]
g	: Yerçekimi ivmesi [m^2/s]
h	: Isı taşınım katsayısı [$W/m^2.K$]
i	: Entalpi [kJ/kg]
k	: Isı iletim kaysatısı [$W/m.K$]
k_1	: Katsayı [$kW/m^2.C^{1,3}$]
L, l	: Uzunluk [m]
m	: Kütle [kg], sabit
n	: Sabit
u	: Hız [m/s]
U	: Toplam ısı transfer katsayısı [$W/m^2.K$]
t	: Zaman [s]
T	: Sıcaklık [$^{\circ}C$]
V	: Hız [m/s]
q	: Isı akısı [W/m^2]
Q	: Isı [kJ]
\dot{Q}	: Isıl güç [W]
β	: Açrı [$^{\circ}$]
μ	: Dinamik viskozite [Pa.s]
ν	: Kinematik vizkozitede [m^2/s]

δ	: Film kalınlığı [m]
η	: Verim [-]
ρ	: Yoğunluk [kg/m^3]
σ	: Yüzey gerilimi [N/m]
\dot{V}	: Hacimsel debi [m^3/s]
\dot{m}	: Kütleli debi [kg/s]
τ	: Ara yüzey kayma gerilmesi [N/m^2]
Ka	: Kapitza sayısı [-]
Nu	: Nusselt sayısı [-]
Pr	: Prandl sayısı [-]
Re	: Reynolds sayısı [-]
Sh	: Sherwood sayısı [-]

Alt indis

a	: Damla, akışkan
b	: Buhar, buharlaşma
d	: Duvar
doy	: Doyma
k	: Katı, kaynama
kr	: Kritik
kyp	: Kayıp
l	: Laminer
min	: Minimum
max	: Maksimum
p	: Basınç
s	: Sıvı
sb	: Sıvı-buhar
ş	: Şeker
t	: Taşınım
tpl	: Toplam
y	: Yoğuşma, yüzey

1 : Başlangıç

2 : Bitiş

Üst indis

– : Ortalama

* : Boyutsuz büyüklük

ŞEKİLLER LİSTESİ

Şekil 3.1.	Zorlanmış sirkülasyonlu, dikey borulu buharlaştırıcı.....	23
Şekil 3.2.	Dikey borulu, yüzey tipi yoğunlaştırıcı tırmanan film tipi buharlaştırıcı.....	25
Şekil 3.3.	Uzun borulu, düşen-film tipi buharlaştırıcı.....	27
Şekil 4.1.	Farklı yoğunlaşma şekilleri.....	33
Şekil 4.2.	Yüzey sıcaklığı ayarlanabilen ısıtıcılarda kaynama eğrisi.....	39
Şekil 4.3.	Damla yoğunlaşmasında kuvvetler.....	44
Şekil 4.4.	Laminer film yoğunlaşması.....	46
Şekil 4.5.	Düşey borularda çift fazlı akış şekilleri.....	49
Şekil 5.1.	Durgun akışta kaynama deney düzeneği.....	53
Şekil 5.2.	Aynı şartlardaki konsantrasyon değişiminin yükseklikle ilişkisi.....	70
Şekil 5.3.	Farklı şartlardaki konsantrasyon değişiminin yükseklikle ilişkisi.....	70
Şekil 6.1.	Farklı basınç değerleri için kaynama eğrisi.....	72
Şekil 6.2.	Farklı basınç değerlerindeki kaynama sıcaklığının 6.1 eşitliğiyle karşılaştırılması.....	73
Şekil 6.3.	Eşitlik (6.1), [19, 59] ve deneysel sonuçlardan elde edilen kaynama sıcaklıkları.....	74
Şekil 6.4.	Atmosfer basıncında durgun akışkan kaynamasında ısı akısının şeker konsantrasyonu ile değişimi.....	76
Şekil 6.5.	Atmosfer basıncında durgun akışkan kaynamasında ısı taşınım katsayısının şeker konsantrasyonu ile değişimi.....	78
Şekil 6.6.	Deney düzeneği için enerji ve kütle değerlerinin gösterimi.....	80
Şekil 6.7.	Düşen film buharlaştırıcısı için ısı geçiş mekanizması.....	81
Şekil 6.8.	Düşen film buharlaştırıcısı için sıcaklık dağılımı.....	82

Şekil 6.9.a,b.	20-30 kPa basınç aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	84
Şekil 6.10.a,b,c.	30-40 kPa basınç aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	85
Şekil 6.11.a,b.	40-50 kPa basınç aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	86
Şekil 6.12.a,b.	%1-7 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	88
Şekil 6.13.a,b,c.	%1-7 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	89
Şekil 6.14.a,b.	%7-13 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	90
Şekil 6.15.a,b.	%13-20 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	90
Şekil 6.16.	%35-40 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	91
Şekil 6.17.a,b.	$\dot{m}_g < 11$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	92
Şekil 6.18.a,b.	$\dot{m}_g = 11-20$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	93
Şekil 6.19.a,b.	$\dot{m}_g = 21-30$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	93
Şekil 6.20.a,b.	$\dot{m}_g = 31-45$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi.....	94
Şekil 6.21.a,b.	20-30 kPa basınç aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi.....	96
Şekil 6.22.a,b.	30-40 kPa basınç aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi.....	96
Şekil 6.23.a,b.	30-50 kPa basınç aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi.....	97
Şekil 6.24.a,b.	%1-7 konsantrasyon aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi.....	98

Şekil 6.25.a,b.	$\dot{m}_g < 11$ kg/h kütleli debi aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi.....	99
Şekil 6.26.	$\dot{m}_g = 11-20$ kg/h kütleli debi aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi.....	100
Şekil 6.27.	Boru boyunca toplam ısı geçiş katsayısı ve buharlaşma taşınım katsayısının değişimi.....	101
Şekil 6.28.	Öngörülen boru içi akış şekilleri için ısı geçiş katsayılarının değişimi.....	103
Şekil 6.29.	Isı geçişinin incelenmesinde ele alınan hacim elemanı.....	104
Şekil 6.30.	İç içe geçmiş iki silindir.....	107
Şekil 6.31.	a) model durum b) gerçek durum.....	108
Şekil 6.32.	b model resmi.....	110
Şekil 6.33.	İncelenen kontrol hacmi.....	110
Şekil 6.34.	Geliştirilen d modelinin şematik gösterimi.....	113
Şekil 6.35.	Film kalınlığındaki değişim.....	114
Şekil 6.36.	Model değerlerinin yüksek buharlaşmalı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması.....	115
Şekil 6.37.	Model değerlerinin düşük buharlaşmalı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması.....	115
Şekil 6.38.	Film kalınlığının boru boyunca değişimi.....	116
Şekil 6.39.a,b.	Farklı deneyler için Nusselt sayısının Reynolds sayısı ile değişimi.....	117
Şekil 6.40.	3 m deneyleri için ortalama Nusselt sayısının giriş debisiyle değişimi.....	117
Şekil 6.41.	2,5 m deneyleri için ortalama Nusselt sayısının giriş debisiyle değişimi.....	118
Şekil 6.42.	2 m deneyleri için ortalama Nusselt sayısının giriş debisiyle değişimi.....	118
Şekil 6.43.	d modeli değerlerinin yüksek buharlaşma oranlı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması.....	119
Şekil 6.44.	d modeli değerlerinin düşük buharlaşma oranlı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması.....	119

Şekil 6.45.	3 m'lik boru için Kapitza sayısının Reynolds sayısı ile değişimi.....	120
Şekil 6.46	2,5 m'lik boru için Kapitza sayısının Reynolds sayısı ile değişimi.....	121
Şekil 6.47.	2 m'lik boru için Kapitza sayısının Reynolds sayısı ile değişimi.....	121

TABLULAR LİSTESİ

Tablo 4.1.	Dikey buharlaştırıcılarda toplam ısı geçiş katsayısı değerleri.....	37
Tablo 5.1.	Ürün toplama borularının konfigrasyonu.....	62
Tablo 6.1.	Sabit sıcaklık farkında (15 °C) hesaplanan “n” sabitinin konsantrasyona göre değişimi.....	75
Tablo 6.2.	Şeker konsantrasyonuna dağlı olarak hesaplanan ve deneysel ısı akılarının karşılaştırılması.....	76
Tablo 6.3.	Sabit sıcaklık farkında (15 °C) hesaplanan h ve q değerlerinin %25-90 konsantrasyon aralığındaki değişimi.....	77
Tablo 6.4.	Farklı sıcaklık ve konsantrasyon değerleri için (6.5) eşitliğiyle hesaplanan h değerleri.....	78
Tablo 6.5.	Film düşme mesafesine göre yoğuşma ve buharlaşma yüzey sıcaklıkları.....	81
Tablo A.1.	Hesaplanan büyüklükler için toplam belirsizlik (%)......	138

RESİMLER LİSTESİ

Resim 5.1.	Yoğuşturucu ünitesi.....	58
Resim 5.2.	Plastik klapeli vana.....	59
Resim 5.3.	Vakum pompası.....	59
Resim 5.4.	Çamaşır makinesi pompası.....	60
Resim 5.5.	Her biri 1 m uzunluğundaki ürün toplama borularının oluşumunda kullanılan parçalar.....	61
Resim 5.6.a	Ürün toplama borusunun montajlanmış gösterimi.....	61
Resim 5.6.b	Ürün toplama borusunun montaj noktasının gösterimi.....	61
Resim 5.7.	Boruların birbirine montajını sağlayan manşon-nipel bağlantısı.....	62
Resim 5.8.	Toplama aparatını oluşturan parçalar.....	62
Resim 5.9.	Toplama aparatının montajlanmış hali.....	63
Resim 5.10.	Deney düzeneği.....	65
Resim 5.11.	Dış boru çıkışında akış durumları.....	66
Resim 5.12.	Numune alma kabının başlangıç ve kurutma fırını sonrası hali.....	68
Resim 5.13.	Numune alma kaplarının tartıldığı hassas terazi.....	69
Şekil 6.1.	Öngörülen boru içi akış durumları.....	101

ÖZET

Anahtar kelimeler: Düşen film buharlaşması, buharlaştırıcılar

Vakum buharlaştırıcıların özellikle gıda, ilaç ve kimya sektöründe çok yaygın olarak kullanıldıkları bilinmektedir. Bu sektörler içinde meyve suyu ve mandıracılık ilk sıralarda yer almaktadır. Vakum buharlaştırıcıların tasarımında gerekli olan birçok konu ile ilgili olarak, akış türleri ve ısı geçiş karakteristikleri hakkında çok az bilgi bulunmaktadır.

Süt ve meyve suyu sanayisinde, konsantre meyve suyu ve konsantre sütlerin üretiminde kullanılan düşey borulu eşanjörlerin, daha efektif bir şekilde tasarlanması ve işletilmesi için gerekli bilgi altyapısının geliştirilmesi ve özelleştirilmesi amaçlanmıştır.

Düşük basınç ve sıcaklık değerlerinde (vakum altında) düşen film prensibine göre çalışan buharlaştırıcılarda, düşme yüksekliğinin değişmesiyle sıvıdaki kuru madde konsantrasyonu değişmektedir.

Bu çalışmada, artan konsantrasyona bağlı olarak değişen, geçen ısı miktarını proses parametreleri ile ilişkilendirmek, bu sayede bir buharlaştırıcıda boyutlandırmaya esas teşkil eden proses ana girdilerinden hareket ederek tasarım büyüklüklerine ulaşmak ve deney sonuçlarının nitelik ve niceliklerinin yeterli olması durumunda söz konusu ısı geçişini yeteri kadar tanımlayabilecek bir “Nusselt Fonksiyonu” yardımıyla buharlaştırma prosesini modellemek hedeflenmiştir.

Böylelikle gıda ve kimya sektöründe vakum evaporatörleri olarak bilinen düzeneklerde, Kapasite-Yükseklik- Derişim ilişkisine ışık tutacak verilerin elde edilmesi amaçlanmaktadır. Bunlara ek olarak, çok fazlı akışlarda ısı geçişi ve akış türleri arasındaki ilişkilerin incelenebileceği çok amaçlı bir düzeneğe sahip olunacaktır.

Literatürde yapılan detaylı araştırmalar, öngörülen çalışmanın henüz yapılmadığını göstermektedir.

Çalışma teorik ve deneysel olarak iki kısımdan meydana gelmektedir.

EXPERIMENTAL RESEACH OF RELATION OF FALLING ELAVATION IN VERTICAL TUBE EVAPORATOR WITH HEAT TRANSFER

SUMMARY

Key words: Falling film evaporation, evaporators

It is generally known that vacuum evaporators are used especially in nourishment, medicine and chemistry sectors. In these sectors, juice and dairy farming are at the front rants. There is so little information on flowing types and heat transfer characteristics, regarding many fields to be useful in design of vacuum evaporators.

It is aimed at improvement and privatization of necessary information infrastructure for more effective designation and operation of vertical pipes exchangers used in production of concentrated juice and concentrated milk in milk and juice industry.

In evaporators operating according to falling film evaporator at low pressure and heat values (under vacuum), by changing falling level, dry component concentration in liquid is changing.

In this study, it is aimed to changing according to concentration, transferable heat quantity associating with process parameter, thank to this, process serves as a basis to dimension in a evaporator, moving from main input, to reach design and in case of quantity and quality sufficiency of experiment results, with the assistance of relevant heat transfer to be described a “Nusselt Function”, to model evaporating process.

Thus it is aimed to gain data which lighten the relationship of Capacity-Elevation-Concentration mechanism known as vacuum evaporators in nourishment and chemistry sector. In addition to this, multi- purpose mechanism which can analyze the relations between heat transfer and flowing types in flow will be gained.

Detail researches in literature show that prescribed studies have not been carried out yet.

Study composes of two parts as theoretically and experimentally.

BÖLÜM 1. GİRİŞ

1.1.Giriş

Türkiye çeşitli ve kendisine yetecek potansiyelde enerji kaynaklarına sahip olmakla birlikte bu kaynaklarını gereğince kullanamadığı için bugün itibarıyla tükettiği toplam enerjinin yarısından fazlasını ithalat yoluyla karşılamaktadır. Enerji tüketiminin %34'ü sanayi sektöründe ve bunun önemli bir bölümü de gıda endüstrisi tarafından yapılmaktadır. Günümüzde enerjinin daha verimli kullanılmasının gerekliliği herkes tarafından kabul edilen bir gerçektir. Tüm zamanlar için enerjinin “daha verimli” kullanılması ve yeni yöntemler geliştirmek değişmez bir hedef haline gelmiştir.

Avrupa Birliği'ne girme sürecinde bulunan Türkiye'nin, bu pazarda rekabet gücünü oluşturabilecek önemli sektörlerinden biri olan gıda endüstrisinde, enerjinin verimli kullanılması, ülke çıkarları açısından önem taşımaktadır. Buna ilaveten bazı yöresel gıdalarımızın ön plana çıkarılması açısından da geleneksel ürünlerin modern yöntemlerle endüstriyel olarak ucuz ve kaliteli üretimi gerekmektedir.

Thermal proseslerdeki sıcaklığın genelde 200 °C 'ın altında olması nedeniyle gerekli ısı, merkezi buhar kullanımı veya sıcak su üretimiyle karşılanmaktadır. Buharlaştırıcılar, genellikle bir katı-sıvı çözeltilisindeki suyu buharlaştırmak yoluyla çözeltideki katı madde konsantrasyonunu arttıran ısı değiştiricileridir. Aynı zamanda kaynama noktaları arasında belirli bir fark olan sıvı-sıvı karışımlarını ayrıştırmak amacıyla da kullanılır. Buharlaştırıcıların çoğunda ısıtıcı akışkan olarak doymuş buhar kullanılmakla birlikte sıcak su ya da kızgın yağ da kullanılabilir.

Faz değişimi ile gerçekleşen ısı geçişi işlemlerinde, akışkana veya akışkandan olan ısı geçişi sırasında akışkanın sıcaklığını değişmez. Kaynama ve yoğuşma sırasında akışkan hareketli olduğu için, faz değişimi ile gerçekleşen ısı geçişi mekanizmasını;

taşınım ile gerçekleşen ısı geçişi kapsamı içinde ele almak gerekir. Faz değişiminde akışkanın viskozitesi, özgül ısı, ısı iletkenliği, yüzey karakteristikleri, yüzey gerilimi, yoğunluğu ve basıncı değiştiği halde; buharlaşma gizli ısı değişmez. Bu nedenle, faz değişimi işlemleri tek fazlı taşınım işlemlerinden çok daha karmaşıktır [1].

Faz değişimi işlemlerinde, ısı geçiş katsayısının büyük olması nedeniyle, küçük sıcaklık farklarında bile büyük ısı geçişi gerçekleşebilmektedir. Bu nedenle sıvıların kaynaması, buharlaşması ve yoğunlaşması, güç ve proses mühendisliği yönünden de oldukça önemlidir. Bu işlemlerde ısı geçiş prosesleri dengesizlik şartları altında gerçekleştiğinden ısı geçiş mekanizması, dengede olmayan sıvı-buhar veya buhar-sıvı faz değişikliklerini içerir [1].

Buharlaştırma, gıda endüstrisinde çok yaygın olarak kullanılan bir prosesdir. Diğer taraftan ülkemizin bulunduğu coğrafyadaki iklim şartları nedeniyle çok geniş bir ürün potansiyeli mevcuttur.

1.2. Çalışmanın Amacı ve Kapsamı

Buharlaştırıcılar kimya-gıda proseslerinde koyulaştırma işlemlerinde yaygın olarak kullanılan makinelerden bir tanesidir. Söz konusu düzeneklerde kullanılan malzemenin ısı geçişine olan etkisi ve bunun değişkenliği söz konusudur. Bu tür sistemlerde bu işlemi gerçekleştirecek aletlerin boyutlandırılması sırasında karşılaşılan eksikliklerin kapatılması için yapılan literatür araştırması sonucunda yeteri kadar bilimsel verinin olmadığı görülmüştür. Boyutlandırmayı esas teşkil eden fiziksel büyüklüklerin söz konusu düzenekteki etkilerinin bilinmeyen yönleriyle ele alınması üzerinde durulmuştur.

Adı geçen düzeneklerde yoğunlaşma-iletim-buharlaşma bir processte birlikte meydana gelmektedir. Yoğunlaşma ve iletim için literatürde yeterli miktarda bağıntı bulunmasına karşın buharlaşma için yapılan son yıllardaki çalışmalar [2, 3] haricinde yeteri kadar teorik ve deneysel çalışma bulunmamaktadır.

Daha önceleri özel çözümler için gerekli bilgi alt yapısı geleneksel yöntemlerle elde edilebilmekteydi. Yapılan deneysel çalışmaların sonucunda elde edilecek verilerle bir buharlaştırıcı tasarımı yapabilmek için gerekli alt yapının sağlanması mümkün olabilmektedir.

Gıda endüstrisinde buharlaştırıcılar yaygın olarak kullanılmaktadır. Buharlaştırma işlemi uygulanan gıdalar büyük ölçüde şeker ve su içeren çözeltilerdir ve birbirinden oldukça farklı yapıdadırlar. Özellikle meyvede, şeker ve şeker türevleri maddeler bulunmaktadır. Fakat yine geniş bir kullanım alanına sahip olan sütteki katı madde konsantrasyonunun sınırlı bir şekilde artmasından dolayı viskozitedeki değişim de sınırlı orandadır, buna karşılık şekerdeki konsantrasyonun artmasıyla viskozitede ortaya çıkan değişim ihmal edilemeyecek kadar büyük boyuttadır. Viskozitedeki (ν) değişim film kalınlığını (δ) birinci dereceden etkilemekte ve böylece buna bağlı olan Reynolds sayısı (Re), Prandl sayısı (Pr), Nusselt sayısı (Nu) ve ısı taşınım katsayısı (h) gibi büyüklükler de değişmekte ve sonuçta ısı geçişi (\dot{Q}) önemli oranda etkilenmektedir. Bu çalışmada akışkan olarak şekerli gıdalarda benzerlik gösterdiği için şekerli su kullanılmıştır.

Söz konusu gıdaların yukarıda bahsedilen nedenlerden dolayı birbirleriyle olan ilişkisi karmaşık bir hal almaktadır. Artan konsantrasyonlarla viskozitenin artması durumunda ısı geçişi kötüleşir. Bu nedenle sıvı hareketliliğini arttırmak için havuz tipi buharlaştırıcılar kullanılır. Dikey borulu buharlaştırıcılara yüksek konsantrasyonlarda girilmesi durumunda boruların belli bir uzunluktan sonra tıkanmaları söz konusu olabilir. Bunun nedeni çözücünün tamamen buharlaşarak çözünenin katı fazında cidarlarda birikmesidir.

Bu gereksinimlerden dolayı yapılan deneysel çalışma iki aşamada gerçekleştirilmiştir.

İlk olarak akış şartlarının değişmediği hatta akışın olmadığı havuz kaynaması deneyleri yapıldı. Şekerli suyun havuz kaynaması atmosfer basıncında %20-80 konsantrasyon aralığında gerçekleştirildi.

İkinci aşamada akış şartlarının ve konsantrasyonların sürekli değiştiği bir düşen film buharlaştırıcıda deneyler yapıldı. Deneylerde bir boru ve bir kademedan oluşan buharlaştırıcı bir sistem kullanıldı. Deneyler, farklı basınçlar için, 0,5-3 m arasındaki farklı film düşme yükseklikleri ve %3-20 konsantrasyon aralığında gerçekleştirildi.

1.3. Çalışmanın Mevcut Bilime Katkısı ve Yenilikler

Özellikle şekerli suyun kaynatılmasıyla ilgili prosesler gıda sektöründe, şekerli gıda maddelerinin üretiminde yaygın olarak kullanılmaktadır. Diğer taraftan meyve suyu ve süt ürünleri yanında özellikle yoğurt, konsantre süt (kahve kreması) ve süt tozu üretiminde ön buharlaştırma prosesi uygulanmaktadır. Bunlardan yine bir şekerli su olan meyve suyu ayrıca önemlidir. Meyve suları üretiminin dışında bir miktarda elde kalmaktadır. Bu artan gıda maddelerinin pekmez, nar ekşisi, vs gibi yeni ürünlere dönüştürülmesi proseslerinde ileri teknolojiler uygulanmaktadır. Bu proseslerde kullanılacak buharlaştırıcıların da bu ileri teknolojilere uyumlu olarak tasarlanması bu nedenlerle ayrıca önem kazanmaktadır.

Bu çalışmada şekerli su çözeltisi kullanılarak elde edilen sonuçların gıda sektöründe yaygın bir kullanım alanı bulması hedeflenmiştir. Gıda ürünlerinin imalatında temel cihazı olan buharlaştırıcıların tasarımındaki en önemli sorun, ısı geçişinin tam olarak saptanmasıdır. Bunun belirlenmesiyle, buharlaştırıcı boyutlandırması yapılabilmektedir. Düşey borulu vakum buharlaştırıcılarda ısı geçişi boru yüksekliği, film kalınlığı ve akış türü gibi parametrelere bağlı olarak da değişmektedir. Ancak söz konusu etki ve ilişkiler yeteri kadar araştırılmamış ve mühendislik çalışmalarında kullanılabilecek bir ilişkiler zinciri de bulunmamaktadır.

Geliştirilen deney düzeneğinin en önemli katkısı ısı geçişini çok değişik film düşme yükseklikleri için inceleme ve parametrik analiz imkanı vermesidir. Literatürde film düşme yüksekliğiyle ilgili çalışmalar, ampirik formüllerle yapılmakta olup çok az sayıda deneysel çalışma mevcuttur. Bu deneysel çalışmalarda, ısı geçiş analizi sabit bir yükseklik için yapılırken, bu çalışma kapsamında geliştirilen deney düzeneğiyle film düşme yüksekliği değişken bir parametre olarak ele alınabilmektedir.

1.4. Çalışmanın Organizasyonu

Bu çalışma 7 bölüm ve eklerinden oluşmaktadır. İlk bölümde temel kavramlar, çalışmanın amacı ve katkısıyla birlikte izlenilecek yol açıklanmıştır. İkinci bölümde ise bugüne kadar bu konuda yapılan çalışmalara yer verilmiştir. Daha sonra tezin ana konusu olan buharlaştırıcılar hakkında bilgiler verilmiştir. Dördüncü bölümde ise deney düzeneğinde ortaya çıkan ısı geçişi olaylarının açıklanabilmesi için buharlaşma ve yoğuşma olarak oluşan ısıl prosesler için fiziksel esaslar anlatılmıştır. Daha sonraki beşinci bölümde, deney düzenekleri tanıtılmış bu düzeneklerin tasarımıyla ilgili bilgiler verilmiştir. Böylece boyutlandırma gerçekleştirilmiş ve imalata geçilmiştir.

Altıncı bölümde ise yapılan deneysel çalışmalardan elde edilen sonuçlar verilmiş ve bu sonuçların yer aldığı irdelemesi yapılmıştır. Yedinci bölümde, deneysel sonuçların çıkan genel bir özeti verilmiş ve bundan sonraki çalışmalar için bu konuda çalışma yapacak araştırmacılara önerilerde bulunulmuştur. Ek A.'da deneysel çalışmanın hata analizine yer verilmiştir.

BÖLÜM 2. KAYNAK ARAŞTIRMASI

2.1. Giriş

18. yüzyılın ikinci yarısında buharla çalışan cihazların kullanılması ile birlikte endüstrideki buharlaştırıcıların geliştirilmesi konusunda ilk çalışmalar başlamıştır. 1824 yılında Howard tarafından vakum tavası bulunmuş, 1834 yılında da çok kademeli buharlaştırıcıların şeker endüstrisinde kullanılmasına başlanmıştır. Isıtıcı boruları düşey evaporatörler de ilk evaporatörler olup, aynı yıllarda endüstride geniş oranda yer almıştır.

1850 yılında Seelowitz (Avusturya) şeker fabrikasının müdürü (Robert) tarafından geliştirilen düşey borulu evaporatör, Robert tipi evaporatör olarak adlandırılmıştır. Çalışmada önemli bir yer oluşturan film tabakasıyla ilgili ilk çalışma 1916 yılında Nusselt [4] tarafından yapılmıştır. Nusselt'in sulu filmlerle yaptığı bu inceleme, günümüze kadar gelmiş ve araştırmacılar için temel teşkil etmiştir.

Uygulamalı ilk ısı değıştiricisi özelliğindeki borulu buharlaştırıcılarda boru içerisinden bir akışkan geçerken, boru dışından da soğutma veya ısıtma amaçlı bir diğerk akışkan geçmekteydi. Zaman içerisinde ortaya çıkan dezavantajları kaldırmak amacıyla konstrüksiyon değışikliklerine gidildi ve bugün mevcut olan tasarımlar ortaya çıktı.

Özellikle gıda sektörü başta olmak üzere çeşitli alanlarda çok sık kullanılan buharlaştırıcılarla ilgili olarak birçok araştırma yapılmıştır. Yapılan çalışmaların büyük bir kısmında bu çalışmanın ana temasını teşkil eden borulu tip düşen film buharlaştırıcılarının yükseklikle ısı geçişinin etkisi konusunda çok fazla bilgiye rastlanmamıştır. Mevcut çalışmalar ancak konunun bazı kısımlarıyla belli ölçülerde benzerlik göstermektedir.

Kullanılacak ürün türüne göre daha çok dikey borulu buharlaştırıcı kullanılmasının bazı avantajları vardır. Sıcaklığa duyarlı gıdalar gibi ürünlerin kullanımında temas süresi oldukça kısadır. Diğer taraftan akış homojen ve düzenli olup bu da konsantrasyondaki artışın istenilen düzeyde tutulmasını sağlar.

Düşey borulu buharlaştırıcılarda, akımın düşey boru boyunca hareketi sırasında buhar ve su karışımından oluşan iki fazlı bir yapı mevcuttur. Bu iki fazlı yapı ile ilgili literatürde sıcaklık-konsantrasyon etkilerini inceleyen çok fazlı akışlarla ilgili deneysel çalışma mevcut değildir. Bu akışların türbülanslı olanları için çözüm ancak ampirik denklemler yardımıyla yapılmaktadır.

Bu deneysel çalışmada ise sıcaklık ile konsantrasyon bir arada ele alınmıştır. Dolayısıyla ısı geçişindeki değişim, akış şartlarına ve konsantrasyona bağlı olarak incelenecektir.

Literatürde yer alan araştırmalarda dikey borulu buharlaştırıcılara ait çok fazla yayın yoktur. Bununla birlikte var olan, konuyla dolaylı olarak ilgisi nedeniyle yapılan çalışmalara ve kazan kaynamasına ait araştırmalara aşağıda yer verilmiştir.

2.2. Durgun Akışta Kaynama

Sıvı-Buhar Faz Değişim Prosesleri için yapılan çalışmanın iki ayağından biri olan durgun akışta kaynama prosesinde ısı geçişi; atmosfer basıncında, farklı konsantrasyonlarda bulunan şeker-su çözeltisi için, kaynama sıcaklıklarının konsantrasyonlarla ilişkisi açısından deneysel olarak incelenmiştir.

70 yıldan fazla bir süredir havuz kaynaması sırasında ısı geçişi karakteristiğini daha iyi bir şekilde anlayabilmek için çalışmalar yapılmaktadır [5]. Bu konuda ilk olarak çalışanlardan biri olan Rohsenow'a [6] ait temel hesaplamalar bir çok çalışmada yer almaktadır. Havuz kaynamasıyla ilgili deneysel çalışmaları detaylı olarak inceleyen ve kendi adını verdiği kaynama eğrisini bulup bölgelere ayıran Nukiyama'dır [7]. Daha sonra bu bölgeler için bir çok ampirik bağıntı geliştirilmesine rağmen, en basit

ve kullanışlı olanları Barishenski ve Kruzhilin [8] tarafından önerilen bağıntılardır. Bu bağıntılar genellikle saf maddeler için geçerlidir.

Kaynamayla olan ısı geçişinin temelinde kabarcık oluşumu yatmaktadır. Kabarcık oluşumu ve ısı geçişi arasındaki ilişkiyi ortaya koyarken, kullanılan malzeme, boyutu ve yüzey karakteristiği de etkin rol oynamaktadır. Bu konuyla ilgili yapılan çalışmaların bazılarında, ısıtıcı boyutunun ve kullanılan akışkanın ısı geçişine olan etkisini incelemiştir [9, 10]. Diğerlerinde ise detaylı olarak farklı yüzey geometrileri üzerine yoğunlaşmıştır [11, 12].

Yapılan bu çalışmaların çoğu hep atmosfer basıncı ve üstü değerler içindir. Düşük basınç, yani vakum, değerleri için çok fazla çalışma yapılmamıştır [13]. Yapılan bu çok az sayıdaki yayından da çözeltiler için kullanılabilen ampirik bağıntılara fazla rastlanamamıştır.

Kabarcık buharlaşması rejiminde çalışan buharlaştırıcılarda, ısı geçişi saf maddeler için bir üstel fonksiyon ile ifade edilmektedir. Burada kullanılan sabitlerin değerleri özellikle sıvı türüne, malzeme çeşidine, yüzey özelliklerine ve buharlaştırıcının formuna bağlı olarak değişmektedir [14].

Bundan farklı olarak söz konusu ısı geçişi için, Stephan ve Preusser [15] tarafından Nusselt benzerlik yaklaşımı esas alınarak, ampirik korelasyon denklemi serbest konveksiyon için verilmiştir.

Azoubel ve diğerleri [16] Coshow suyunun 5-25,5 Brix arasında değişen katı konsantrasyonlarının 30 °C'deki ısı iletkenlik, ısı geçirgenlik, yoğunluğunu ve viskozitesini ölçmüştür. Isı geçirgenlik ve iletkenlik lineer ısı kaynak probu kullanılmak suretiyle belirlenmiştir. Konsantrasyondaki değişimin bu özellikler üzerine etkisi incelenmiştir.

Zuritz ve diğerleri [17] üzüm suyunun viskozitesini, ısı genişleme katsayısının ve yoğunluğunun üzerine sıcaklık ve konsantrasyonun etkisini incelemiştir. Farklı konsantrasyonlar için evaporatörün çeşitli kademelerinden sonuçlar alınmış ve

özelliklerde 20 °C'den 80 °C'ye kadar 10'ar derecelik artışlar için ölçülmüştür. Yoğunluk mutlak sıcaklığın fonksiyonu olarak belirlenmiş ve ısıl genleşme katsayısı sabit basınçta termodinamik tanım vasıtasıyla nümerik olarak hesaplanmıştır.

Magerramov ve diğerleri [18] konsantre halde elde edilmiş olan pomagrada ve armut suyunun viskozitesi üzerine sıcaklığın, konsantrasyonun ve basıncın etkilerini incelemiştir. Arrhenius tipi bir korelasyon denklemi kullanılarak sıcaklığın viskoziteye etkisini incelemiştir.

Holven [19] bir şekerli su çözeltisinde kaynama noktası artışına basıncın etkisini incelemiştir. Şeker kaynama proseslerindeki aşırı doyma derecesini belirlemek için gerekli olan kaynama noktası artışları hakkında konsantrasyona bağlı olarak kaynama noktası yükselmesi yer almaktadır.

2.3. Düşey Akışta Kaynama

2.3.1. Borulu buharlaştırıcılarla ilgili çalışmalar

Post ve diğerleri [20] tarafından yapılan çalışmada 1" dış çapında 240 kg/h buharlaşma kapasitesine sahip 3 m uzunluğunda 12 adet paslanmaz çelik dikey borudan oluşan tek kademeli bir düşen film buharlaştırıcısı üzerinde ısı geçiş parametrelerini belirlemek için bir çalışma yapılmıştır. Bu çalışmada elde edilen akışkan özellikleri, geometriyle ilgili parametreler ve akış koşullarıyla ilgili diğer değişkenlere bağlı olarak ısı geçiş katsayısı için bir deneysel yolla bir denklem elde edilmiştir. Bu denklem değişik koşullar altında çok kademeli buharlaştırıcılar içinde kullanılabilir.

Weise ve Scholl [3] düşen bir film buharlaştırıcısında saf sıvıların viskoz akışındaki akışkan dinamiğini ve ısı geçişini incelemiştir. Deneyler vakum altında gerçekleştirilmiş ve test akışkanı olarak su, monoetilen glikol, propilen glikol ve ksilon kullanılmıştır. Deneyler için 43 mm çapında 1255 mm çapında bir cam boru kullanılmıştır. Akışın düzgün olması için cam borunun başlangıç kısmına film dağıtım aparatı yerleştirilmiştir. Kullanılan yüksek hızlı kamera vasıtasıyla boru boyunca ki akış karakterinin laminerden türbülansa geçişi ve film kalınlığının şekli

gözlemlenmiştir. Boyutsuz sayılarla, farklı araştırmacılara ait korelasyonlar kullanarak ısı geçişi incelenmiştir.

Pacheco ve diğerleri tarafından [21] bir düşen/yükselen film buharlaştırıcısında %15 brixli şekerin 3 kademedede %40 Brix'e kadar buharlaştırılması üzerinde çalışılmıştır. Deneysel çalışmalar sonunda şeker konsantrasyonuna bağlı olarak, toplam ısı geçiş katsayısı, yüzey ısı geçiş katsayısı ve yüzeyin sıcaklıkla değişimini veren sonuçlar elde edilmiştir.

Park ve diğerleri [22] bir dikey boru içersindeki düzgün dağılmış düşen sıvı filmi içindeki kütle geçişini incelemiştir. Bu incelemede, boru içine yerleştirilen 1 mm çapında 15 mm uzunluğunda 17 tane kapiler tüple sıvı akışında homojen dağılım sağlanmıştır. Farklı Re sayıları ($Re > 40$) için sıvı filmindeki değişimler gözlemlenmiştir. Akış karakterinin gözlenebilmesi için cam boru kullanılmış, boruya yansıtılan ışık ile cam boru boyunca olan akış karakterindeki değişimler ekrana yansıtılmıştır. Kütle geçişi için kullanılan Sh boyutsuz sayısını hesaplamak için gerekli olan ortalama film kalınlığı literatürde akış karakterine bağlı olarak verilen korelasyonlar kullanılarak hesaplanmıştır.

Karimi ve Kawaji [23] lazer boyama tekniği kullanılarak, düşey boruların içersindeki hidrodinamik yapılar incelenmiştir. Deney düzeneğinde kullanılan yüksek hızlı kamera vasıtasıyla film kalınlığının zamanla değişimi farklı Re sayıları için incelenmiştir. Ayrıca film kalınlığı boyunca zamana bağlı olarak hız profilinin değişimi de incelenmiştir.

Krupiczka ve diğerleri [24] dikey boru içersindeki doymuş sıvı film buharlaşması ile ilgili olarak yapılan deneylerde akışkan olarak su, metanol ve isopraponal kullanmışlardır. Isı geçişi ile Boyutsuz Nusselt (Nu) sayısı, Kapitza (Ka) sayısı ve kaynama arasında bağıntılar bulmuşlardır. Bulunan boyutsuz grupların belli değerleri için taşınım ile olan ısı geçişi için verilen bazı korelasyonlar kullanılmak suretiyle ısı geçiş katsayıları hesaplamışlardır.

He ve diğerleri [25] tarafından üniform olarak ısıtılmış düşey borunun içersindeki suyun yüzey üzerindeki ince film tabakası şeklindeki türbülanslı akışı Re sayısının 4600-13800 aralığındaki değerleri için nümerik olarak incelemiştir. Simülasyon yoluyla ısı ve kütle geçişi bir arada ele alınmıştır.

Chen ve Gao [26] siyah likör kullanan bir düşen film buharlaştırıcısında ortaya çıkan problemleri azaltmak amacıyla özellikle kirlenme sürecini tahmin etmek için kullanılan bir matematiksel model üzerinde çalışmışlardır. Elde edilen sonuçlar, çok ince viskoz akışlarda ortaya çıkan ısı ve kütle geçişi arasındaki ilişkiyi ortaya koymuştur.

Fukano ve Furukawa [27] 26 mm iç çapında düşey borulu bir buharlaştırıcıda ters akışta gaz sıvı ara yüzeyindeki kayma gerilmelerinin, ortalama sıvı film kalınlıklarının ve dalga yüksekliklerinin sıvı viskozitesi üzerindeki etkisi incelemiştir. Bu incelemede, kinematik viskoziteleri $0.85-8.6 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$ ' ye kadar değişen su ve gliserin çözeltileri kullanılmıştır. Yapılan deneysel çalışmalar sonunda, ortalama sıvı film kalınlıkları ile ara yüzey sürtünme faktörleri arasında bir korelasyon elde edilmiştir. Ayrıca sürtünmeden kaynaklanan basınç düşüşlerinin bulunması için de bir metot geliştirilmiştir.

2.3.2. Plakalı buharlaştırıcılara ilgili çalışmalar

Louahlia-Gualous ve diğerleri [28] levhalı düşen film buharlaşmasında deneysel çalışmalar sonucunda yüzey ısı geçiş katsayısının, hava debisi, sıvı film debisi veya giriş film sıcaklığıyla değişimini ortaya koyan bir çalışma yapmıştır. Bu çalışmada, deney düzeneği olarak, akışın yer çekimi doğrultusunda olduğu düşey bir hava tüneli kullanılmıştır.

Song ve diğerleri [29] radyal ısıtılmalı bir plakadan suyun buharlaşmasıyla ilgili düşen sıvı film buharlaştırıcısında kapalı kontrol hacimli sonlu farklar metodunu kullanarak ısı ve kütle geçişini etkileyen parametreleri ele almıştır.

Assad ve Lampinen [2] sabit sıcaklıktaki dikey bir plaka üzerinden düşen laminar sıvı filmindeki buharlaşma prosesi için bir model sunmuştur. Modellenirken sıvı yüzeyindeki ara yüzey kayma gerilmelerinin dikkate alındığı ve alınmadığı durumlar için geliştirilmiştir. Buhar basınç kaybı, buhar giriş hızı ve soğutma miktarı farklı sıvı debi değerleri için hesaplanmıştır. Ara yüzey kayma gerilmelerinin soğutma miktarı üzerindeki etkileri ele alınmıştır.

Mezaache ve Daguene [30] eğimli bir plaka üzerindeki hava akışı içerisindeki düşen sıvı filminin buharlaşmasını değişik şartlardaki sınır tabakalar ve eğim açıları için incelemiştir. Ayrıca sıvı debisinin, ısı ve kütle geçişi üzerindeki etkileri ele alınmış ve elde edilen boyutsuz sayıların birbirleriyle olan bağıntıları grafiksel yolla ortaya çıkarılmıştır.

Hoffman [31] su, şekerli su, süt, arpa mayası ve tuz solüsyonları kullanarak gıda endüstrisindeki plakalı buharlaştırıcıları deneysel olarak incelemiştir. Endüstriden gelen verilerle elde edilen deneysel sonuçları karşılaştırılmıştır. Ayrıca, bu akışkanlar için kirlilik faktörlerini de belirlenmiştir.

Jin ve diğerleri [32] ikili yivli plaka üzerinde düşen film akışının ısı geçişini incelemiştir. Çeşitli parametrelerin ısı performans üzerine etkileri deneysel olarak ele alınmıştır. Buhar debisinin ve sıcaklık farkının ısı geçişi üzerine etkisi ayrıca ortaya çıkarılmıştır. Bu çalışmada elde edilen sonuçlar, yatay borulu düşen film buharlaştırıcılarının tasarımı içinde başlangıç verileri olarak kullanılabilir.

2.3.3. Kullanılan ürün çeşidiyle ilgili çalışmalar

Shamsudin ve diğerleri [33] thai meyve suyunun %10-40 Brix ve 30-80 °C aralığında değişen değerleri için termofiziksel özellikler belirlemeye üzerinde çalışmıştır. Bu çalışmada, sıcaklık değişimiyle bu özellikler belli konsantrasyon aralığında belirlenmiştir. Sıcaklığın değişmesiyle, viskozite, yoğunluk, ısı kapasite ve ısı iletkenliğinin değişimi ortaya konulmuştur. Ayrıca ısı iletkenlik ile sıcaklık arasında bir ampirik bağıntı %10 brix için önerilmiştir.

Kaya ve Belibağlı, [34] Gaziantep pekmezinin reolojik davranışları üzerinde, farklı konsantrasyonlar ve sıcaklıklar için bir kontrol edilmiş gerilme reometresi kullanmak suretiyle incelemelerde bulunmuştur. Katı ve seyreltilmiş pekmezin akış davranışları incelenmiştir.

Nindo ve diğerleri [35] Ahududu ve çilek meyve sularının akışkan davranışlarını belirlemek için matematiksel bir model üzerinde çalışılmıştır. Bu çalışmada meyve sularının akış özellikleri % 65 katı madde konsantrasyonu ve 20-60 °C sıcaklık aralığı için belirlenmiştir.

Arıcı ve diğerleri [36] yaptığı çalışmada pekmez üretim prosesleri sırasında pekmezdeki toplam kuru madde ve toplam şeker ve pH değerleriyle ilgili çalışmıştır. Yine Arslan ve diğerleri [37] de tahin pekmezinin reolojik karakteristiklerinin farklı tahin konsantrasyonları (%20-32)ve sıcaklıkları (35-65 °C) için çalışmalar yapmıştır. Konsantrasyon, sıcaklık ve kayma gerilmesinin viskozite üzerindeki etkisini ele almıştır. Pekmezle ilgili bir diğer çalışmada, Şimşek ve diğerleri [38] (%10-50) katı madde barındıran pekmezin karışımını modelleyen bir nümerik model geliştirmiştir. Bunla pekmez kıvamının kontrolünde kullanılması amaçlanmıştır. Şengül ve diğerleri [39] dut pekmezinin fiziksel, kimyasal özellikleriyle reolojik davranışları üzerine çalışmıştır. Nümerik bir denklem vasıtasıyla sıcaklığın (30-70 °C) viskozite üzerindeki etkisi ve bu pekmez çeşidinin aktivasyon enerjisini hesaplamıştır.

2.3.4. Tuzlu su destilasyonu ile ilgili çalışmalar

Uche ve diğerleri [40] yaptıkları çalışmada farklı türdeki termal tuz giderme işletmelerinin yapılarını inceleyen çeşitli simülasyon modelleri üzerine çalışmışlardır. Tuz gidermek amacıyla kullanılan evaporatörler yatay düşen film, dikey düşen film ve dikey yükselen film olmak üzere üç ayrı tiptedir.

Kafi ve diğerleri [41] üç kademeli levha evaporatörü kullanmak suretiyle tuzlu suyun deneysel olarak distilasyonu üzerine çalışmışlardır Bu çalışmada ısıtma suyu ile

kullanılan deniz suyunun oluşturduğu düşen film arasındaki toplam ısı geçiş katsayısı belirlenmiş ve bu katsayı üzerinde sıcaklık ve akış hızının etkisi incelenmiştir.

Raach ve Mitrovic [42] çok etkili bir distidasyon tesisinde deniz suyunun damıtılması prosesinde ısı ve kütle geçişi simülasyonu için bir ve iki boyutlu modeller geliştirilmiştir. Sistemde kullanılan düşey plakaların bir yüzeyinden deniz suyu geçerken, diğer tarafta ilk kademede yoğunlaşan buhar yer almıştır.

Zigian ve diğerleri [43] güneş ve atık madde enerjisi kullanmak suretiyle film buharlaştırıcılı yeni bir tuz giderme sistemi geliştirilmiştir. Burada yatay borular kullanılmış ve deneysel çözüm zamana bağlı bulunmuştur. Sistem üzerinde, sıcaklık, hammadde debisi ve verimlilikle ilgili olarak parametrik çalışmalar yapılmıştır.

2.3.5. Modelleme çalışmaları

Leuthner ve diğerleri [44] iki fazlı düşen sıvı film buharlaştırıcısında modelleme ve deneysel yollarla ayrı ayrı, ısı ve kütle geçişini incelemiştir. Karmaşık yapısına rağmen, laminer ve düşen dalgalı türbülanslı film tabakaları, su- etilen ve -etilen glikol bileşenleri için ele alınmıştır.

Feddaoui ve diğerleri [45] izole edilmiş, dikey bir boru boyunca sıvı film düşmesinin buharlaşma soğuması ile ısı taşınımını ve kütle geçişini bir arada laminer olarak ele alan bir model için bilgisayar programı geliştirmiştir. Sınır ve ara yüz şartları ile verilmiş temel denklem çiftlerinin çözümü için bu metod uygulanmıştır. Sonuçlar, hava ve su sistemleri için özel olarak verilmiştir. Sıvı film soğuma mekanizması üzerine Re sayısının giriş sıvı sıcaklığı ve giriş kütleli debisinin etkileri parametrik çalışma yapılmak suretiyle ortaya çıkarılmıştır. An ve diğerleri [46] de ise aynı doğrultuda deneysel çalışma yapmıştır. 8 m uzunluğunda 76 mm çapında çelik borular kullanılmış, bu borular elektrikle ısıtılmış ve yalıtılmıştır.

Wassenaar ve Segal [47] iki fazlı gaz akışı ile düşen bir film tabakasının düşen filmin absorpsiyonu ile ilgili olarak ısı, kütle ve momentum geçişi için bir model oluşturmuştur. Sonuçlar, su/amonyak ve ters akışlı gaz akışı için verilmiştir. 5

mm'den küçük ve büyük gaz kanalları için difüzyonun ısı taşınımına oranı ihmal edilmesi durumunda paralel ve ters akışlar için absorpsiyon miktarı üzerinde çalışılmıştır.

Chuaprasert ve diğerleri [48] ölçü cihazlarındaki okunan değerlerin rasgele ve hatalı olmalarına bağlı olarak kimyasal kurulumlardaki proses ölçmelerindeki hataları azaltmak amacıyla bir model geliştirmiştir. Bu çalışmada kullanılan Aspen Plus Simülasyon Modeli, şeker şurubunun konsantrasyonu için ince film buharlaştırıcısının kullanıldığı bir fabrikada uygulanmıştır. Simülasyon modeli ile elde edilen veriler, deneysel verilerle karşılaştırılmıştır.

Miranda ve Simpson [49] simülasyon ve kontrol amacıyla çok kademeli bir buharlaştırıcının sabit ve dinamik modeli üzerine çalışmıştır. Bu modelde çeşitli ampirik denklemler kullanılmış, domates suyunu çok kademeli buharlaştırıcıda deneysel yolla elde edilen konsantrasyon değerleri ile model sonuçları karşılaştırılmıştır.

Cogne ve diğerleri [50] çalışmalarında dondurmayı modellemek için kullanmıştır. Çalışmanın amacı, her bir saf bileşenin iç ısı özelliklerini tahmin edici fiziksel modelleri geliştirmek olmuştur. Ayrıca bu modelleri onaylamak için dondurmanın ısı özellikleri deneysel olarak ölçülmüştür; sonunda da bu iki değer kıyaslanmıştır. Kim ve Bhowmik [51] yoğurdu incelemiştir. Farklı nem içerikli numuneler, mikro dalga vakum altında yoğurdun termofiziksel özelliklerini belirlemek için kurutulmuştur. Sonunda termofiziksel özelliklerin sıcaklık ve nemle olan ilişkisi ortaya konulmuştur. Özkal ve Tülek [52] değişik süt ve bitkisel yağ özelliklerinin ısı iletkenlik değerlerinin deneysel olarak belirlenmesi üzerine çalışılmıştır.

Kar ve Arslan [53] portakal kabuğu pektin çözeltisinin viskozitesi üzerindeki sıcaklık ve konsantrasyonun etkileri farklı sıcaklık (20-60 °C) ve farklı konsantrasyon (2,5-20) aralıklarında incelenmiştir. Sıcaklığın etkisi, Arrhenius tip eşitlikle, konsantrasyonun etkisi de eşitlik güç kanunu ve eksponensiyelin iki çeşidiyle tanımlanmıştır

Maskan ve Göğüş [54] ayçiçeği yağ-su emisyollarının akış özellikleri, değişen şeker konsantrasyonu ve farklı sıcaklıklar ile sabit yağ üzerine çalışılmıştır. Şeker emülsiyon dengesi çıkarılmış ve akış karakteristiği belirlenmiştir. Ayrıca sıcaklıkla olan değişimi bir Arrhenius eşitliğiyle ifadelendirilmiş; şeker bileşimine bağlı olan aktivasyon değerleri belirlenmiştir.

Chang ve diğerleri [55] farklı konsantrasyonlardaki (%0-30) gilkoz, sakroz ve ksiloz gibi şekerlerin mısır nişastası macununun dinamik reolojik özellikleri üzerindeki etkisini incelemiştir.

Kim ve diğerleri [56] portakal suyunun ısı geçiş film katsayısı üzerinde çalışmıştır. Bu katsayı için, matematiksel modeller sunulmuştur. Çalışmada 316 SS plakalı ısı değiştiricileri kullanılmış, Isı geçiş katsayısı viskozite ve kanal hızı fonksiyonu olarak korelasyon sağlanmıştır. Ayrıca plaka geometrisiyle olan ilişkisi de belirtilmiştir.

Nindo ve diğerleri [57] ahududu meyve suyunun akışkan davranışları buharlaştırıcılar ve diğer işleme yöntemlerinde kullanmak için matematiksel modelin belirlenmesi için çalışılmıştır. Katı madde konsantrasyonu, meyveler için %65'e ve sıcaklık 20-60 °C arasıdayken belirlenmiştir. Burada laminer akış sınırlarının belirlenmesi, proses uygulamaları için, sıvı gıdaların akış davranışlarının belirlenmesi için önemlidir. Belirtilen modellerde buharlaşma sırasındaki meyve suyu viskozitesinin nokta belirlemede kullanılacaktır.

Oldfield ve diğerleri [58] süt tozu üretim tesisleriyle ilgili bir araştırma yapmıştır. Süt tozu, üç kademeli düşen film buharlaştırıcısında oluşturulmuştur. Son olarak, konsantrasyon ısıtma sıcaklığının süt proteini üzerindeki etkileri sunulmuştur.

Peres ve Macedo [59] UNIFAC tabanlı bir model kullanarak ortak şeker içeren, sulu ve susuz çözeltilerin, deneysel termodinamik özellikleri tanımlamışlardır. Bu çalışmada, model değeriyle UNIQUAC değerleri ve literatür değerleri karşılaştırılmıştır.

Ugrin ve Urbicain [60] ileri ve geri beslemeli çok etkili buharlaştırıcıların tasarımı ve simülasyonu için, bir algoritma sunmuşlardır. Algoritma, bir bilinmeyeninin eliminasyonuna; yani ürün debisinin eliminasyonuna dayandırılmıştır. Denge simülasyonları verildiği farz edilen ürün konsantrasyonu ile tespit edilmiştir.

Jabrallah ve diğerleri [61] geometrik form faktörü 10'a denk olan bir buharlaştırıcının, kapalı dikdörtgenel boşluktaki suyun düşen film buharlaşmasını içeren kütle ve ısı geçişi üzerine, sayısal ve deneysel olarak çalışmıştır. Bu çalışmada, sıvı filmi taşıyan duvar, sabit bir ısı akısıyla ısıtılmış ve karşı duvarda yoğunlaştırılmıştır. Ayrıca gaz ve sıvı fazların korunum denklemlerinden, sayısal modeller oluşturulmuştur. Sıvı filmdeki geçişlerin işleme şekli, bu çalışmanın ana özelliğidir. Elde edilen sonuçlarla ısınmış olan filmin termodinamik durumunun, sıvı sıcaklığını ve buharlaşma debisi vasıtasıyla tanımlanması sağlamıştır. Jabrallah ve diğerleri [62] başka bir çalışmada distilasyon hücresindeki ısı ve kütle geçişinin deneysel çalışmaları sunmuştur.

Nindo ve diğerleri [63] yiyeceklerin derişimini arttırmak için sıcak sudan aldığı enerjiyi kullanan ve atmosfer şartlarında çalışan yeni bir tip buharlaştırıcı geliştirmişlerdir. Bu yeni buharlaştırma metotlarında ürün sıcaklığı ile çözünmemiş madde miktarının; çay üzümünün, C vitamini ve yaban mersini suyunun rengi üzerindeki etkisi diğer bilinen çok etkili düşen film buharlaştırıcılarla karşılaştırılmıştır.

Raach ve Mitrovic [64] deniz suyunun destilasyonu için kullanılan çok etkili damıtma fabrikası için bir proje üzerinde çalışmışlardır. Kullanılan saç levhalarda deniz suyu düşen film buharlaşmasıyla damıtılırken levhanın diğer tarafı ısıtılmaktadır. Araştırmasının odağında, düşen film buharlaşması esnasındaki termal direnç yer almıştır. Bu direncin etkisini azaltmak için, film içine türbülans telleri daldırılmıştır. Ayrıca düşen film buharlaştırması için Nusselt' in tek boyutlu modeline de yer verilmiştir.

Hongfei ve diğerleri [65] düşen film buharlaştırıcısı ve yoğunlaştırıcısının mekanizma analizleri temel alınarak, üç etkili rejenerasyona sahip yeni bir güneş ile

çalışan tuz azaltıcı ünite tasarlamışlardır. Isı kaynağı olarak elektrikli ısıtıcı kullanılmıştır. Kullanılan film buharlaşmasıyla, ünitenin performansı üzerindeki etkilerini ele almıştır. Bununla birlikte, ünitenin ana performansını etkileyen ana elemanlar araştırılmıştır.

Song ve diğerleri [66] bir kabarcık sütunundaki doğrudan temaslı buharlaşma için, hacimsel ısı geçiş katsayısını tahmin edecek bir model incelemişlerdir. Hacimsel ısı geçiş katsayısı üzerindeki, giriş damlalarının ve boyut dağılımının etkilerini ele almıştır.

Lambert ve diğerleri [67] çok etkili buharlaştırıcı sistemlerin tasarımı için, bir hesaplama yöntemi üzerinde çalışmışlardır. Alan, uygulanan buhar miktarı, basamak sıcaklıkları ve akışların tasarıma olan etkilerini incelemiştir.

Ribatski ve Thome [68] yatay düz boruların, bir dikey dizi üzerinde çekirdek kaynamasıyla, bir doymuş R134a düşen filmin bölgesel olarak kurutulması üzerinde çalışmışlardır. Deneyler de, ısı akısı, $15 - 70 \text{ kW/m}^2$ 'ye ve film Reynolds sayısı 3000'e kadar uygulanmıştır. Bu uygulamada 19 mm dış çaplı düz borular kullanılmıştır.

BÖLÜM 3. BUHARLAŞTIRICILAR

3.1. Giriş

Tezin ana konusunu oluşturan buharlaştırıcılar çalışmanın bu bölümde ele alınacaktır. Bu bölümde, ilk olarak genel bir sınıflandırma yapılacaktır ve daha sonra çalışmada kullanılan deneysel çalışmadaki buharlaştırıcı türü olan düşen film tipi buharlaştırıcılar kapsamlı bir şekilde diğer buharlaştırıcılar ise özet halinde tanıtılacaktır. Ayrıca evaporatör seçerken dikkat edilmesi gereken noktalar ve buharlaştırıcıların avantajları üzerinde durulacaktır. Bu bölümün sonunda ise buharlaştırıcılardaki ısı geçiş mekanizması hakkında genel bilgilere yer verilecektir. Bu bölümdeki bilgiler derlenirken [69-75] arasındaki kaynaklardan yararlanılmıştır.

3.2. Buharlaştırıcılar

Buharlaştırıcı, esas itibariyle, içerisinde bir sıvının kaynadığı termal bir cihazdır. Kaynama olayıyla ilgili bugün mevcut bilgilerimizle, sadece teorik çalışmalardan yararlanarak, içerisinde sıvı ve çözeltilerin kaynatıldığı bu cihazların planlanması mümkün olamamaktadır. Bu nedenle, buharlaştırıcı olarak çok değişik türde cihazlar kullanılmaktadır.

Buharlaştırıcı ısı işleminin yapılma koşulları, pratikte oldukça büyük değişiklikler gösterir. Bu prosese tabi tutulan sıvı, sudan daha akıcı olabileceği gibi güçlükle akabilecek kadar da viskoz olabilir. Bu proses sırasında, ısıtma yüzeyi üzerinde bir kabuk tabakası oluşumu, kristal çökmesi olayı, kaynama noktası sıcaklığında olabilecek aşırı yükselmeler gibi problemler nedeniyle, buharlaştırıcıların mekanik yapılarında birbirinden oldukça farklı tasarımlar ortaya çıkmıştır. Uygulamada ortaya çıkan nedenler ve çeşitli endüstri alanlarında mevcut alışkanlıklar, buharlaştırıcıların tasarlanmasında önemli rol oynar.

Buharlaştırma, çözelti içersindeki çözücünün kaynatılarak karışımda uzaklaştırılması yolu ile çözeltinin derişiklendirilmesi işlemidir. Bu işlemin, diğer ısıll işlemler olan distilasyon, kurutma ve kristalizasyondan farklı bir proses olduğu bilinmelidir. Buharlaştırmanın distilasyondan farkı, bu processte genellikle tek bir bileşenden oluşan buharın birkaç bileşeni içersinde bulundurması halinde, bu bileşenleri ayırmak amacı ile herhangi bir işlem yapılmamasıdır. Kurutmada farkı, proses sonrası ortaya çıkan ürünün katı değil, sıvı olmasıdır. Kristalizasyondan farkı ise, amacının kristal oluşturup büyötmek değil de bir çözeltiyi derişik hale getirmek olmasıdır.

Temel olarak buharlaştırıcılar, çözeltinin kaynamasına uygun bir ısı değiştirici ve buhar fazını kaynayan sıvıdan ayırmaya yarayan bir cihazdan oluşmalıdır. Endüstriyel operasyonlarda ekipman, operasyonun devamlı olacağı şekilde düzenlenirken, diğer taraftan ısı geçiş yüzeyi büyük ölçüde arttırılarak, kaynamanın şiddetli ve buhar değişiminin daha hızlı olması sağlanır.

Buharlaştırma sırasında, köpürme, kabuk oluşumu, ısı hassasiyeti, ve korozyon gibi sorunlarla karşılaşılabilir. Bu problemler nedeniyle, buharlaştırıcı tasarımında kullanılan çözeltinin uygunsuz özelliklerin giderilmesi ve ekonomik anlamda ortaya çıkan dezavantajların azaltılması için tedbirler alınmalıdır.

3.3. Buharlaştırıcı Çeşitleri

Buharlaştırıcılar, endüstride çok çeşitli amaçlarla yaygın olarak kullanılan cihazlardır. Her amaca uygun, farklı tipte buharlaştırıcılar geliştirilmiştir. Buharlaştırıcılar çeşitli açılardan değişik guruplara ayrılırlar. Örneğin; Gerek buharlaştırıcıda uygulanan sıcaklık derecesine göre gerek, ısı geçiş yüzeyinin şekline göre gerekse sıvı hareketi bakımından farklı sınıflandırılmaları tabi tutulmaktadır. Böylece, çeşitli açılardan farklı farklı sınıflandırılmaları, buharlaştırıcıları daha da karışık bir hale getirmektedir.

Yukarıda da açıklandığı gibi, literatürde çok değişik gruplandırmalar olmasına rağmen burada, endüstri tesislerinde genel olarak kullanılan tiplerdeki buharlaştırıcılar için aşağıdaki basit sınıflandırma yapılabilir.

- Yatay borulu buharlaştırıcılar
- Dikey borulu buharlaştırıcılar
- Zorlanmış dolaşimli buharlaştırıcılar
- Yükselen film tipi buharlaştırıcılar
- Düşey akışlı (aşağı akışlı) buharlaştırıcılar
- Spiral buharlaştırıcılar
- Karıştırıcı film tipi buharlaştırıcılar

3.3.1. Yatay borulu buharlaştırıcılar

Bu tip buharlaştırıcı ısıtma boruları yatay durumdadır. Boruların hepsi çözeltilinin içersine dalmış haldedir. Bir taraftan borunun içersindeki buhar yoğunlaşırken, diğer taraftan, borunun içersinden geçtiği çözeltilinin kaynadığı görülür. Buharlaştırıcıyı besleyen bir çözelti deposu vardır. Buharlaştırıcı dik konumdaki bir silindir biçimindedir. Alt ve üst tarafları kapalıdır. Genellikle üst kısmı tabak şeklindedir, alt kısmı ise konik biçimdedir ve buhar ısı değiştiricisi de bu alt kısımdadır. Silindir biçimindeki gövdenin iki ucu arasında yer alan tepsiler arasında borular uzanır. Sistem için gerekli buhar, buhar deposundan gelir. Buhar sisteme girdiğinde boruların içinde dağılır, yoğunlaşmayan buhar ise yan taraftaki kısımdan sistemi terk eder.

Çözeltiden çıkan buhar da sistemin üst tarafından alınır. Sistemde ayrıca çözelti seviyesinin kontrolü sağlayan camdan yapılmış gözetleme pencereleri vardır. Çözeltilerin buharlaştırıcı içindeki sirkülasyon hızı, oldukça yavaştır. Bu buharlaştırıcılar kolay sökölüp takılması ve ucuz olması nedeniyle kristellenmeyen maddelerin buharlaştırılmasında kullanılmaktadır ve bazı dezavantajları da vardır. Bunların en önemlisi düşük sirkülasyon nedeniyle ısı geçişinin de düşük olmasıdır. Ayrıca boruların dış yüzeyindeki kabuk oluşumunun ortadan kaldırılması oldukça zor bir problemdir. Bu buharlaştırıcılar bugün pek az kullanılmaktadırlar.

3.3.2. Dikey borulu buharlaştırıcılar

En eski buharlaştırıcılardan olan bu cihazlar, bazı gıda endüstrisi alanlarında başarıyla kullanılmaktadır. Kullanılan boruların boyları kısa olup 1,2-2,4 m arasındadır. Ortalama çapları da 5-10 cm kadardır. Borular buharlaştırıcıların bazılarında dikey bazılarında ise yatay olabilir. Eksen üzerinde geniş çaplı bir boru vardır. Buharlaştırıcının diğer ısıtma bölümünü oluşturan diğer borularla birlikte, boru demeti bütünüyle silindirin üst ve alt tabanında bulunan deliklerden geçecek şekilde düşey olarak yerleştirilmişlerdir. Boruların bağlandığı deliklerin arkasında merkezi bir boşluk vardır. Borular içersinden yukarıya doğru hareket eden buhar bu boşluktan tekrar aşağıya iner. Buharın tekrar aşağıya inmesi merkezdeki kalın boru vasıtasıyla olur. Bu boşluğun kesiti toplam geçiş alanlarının %25–40'ı kadardır.

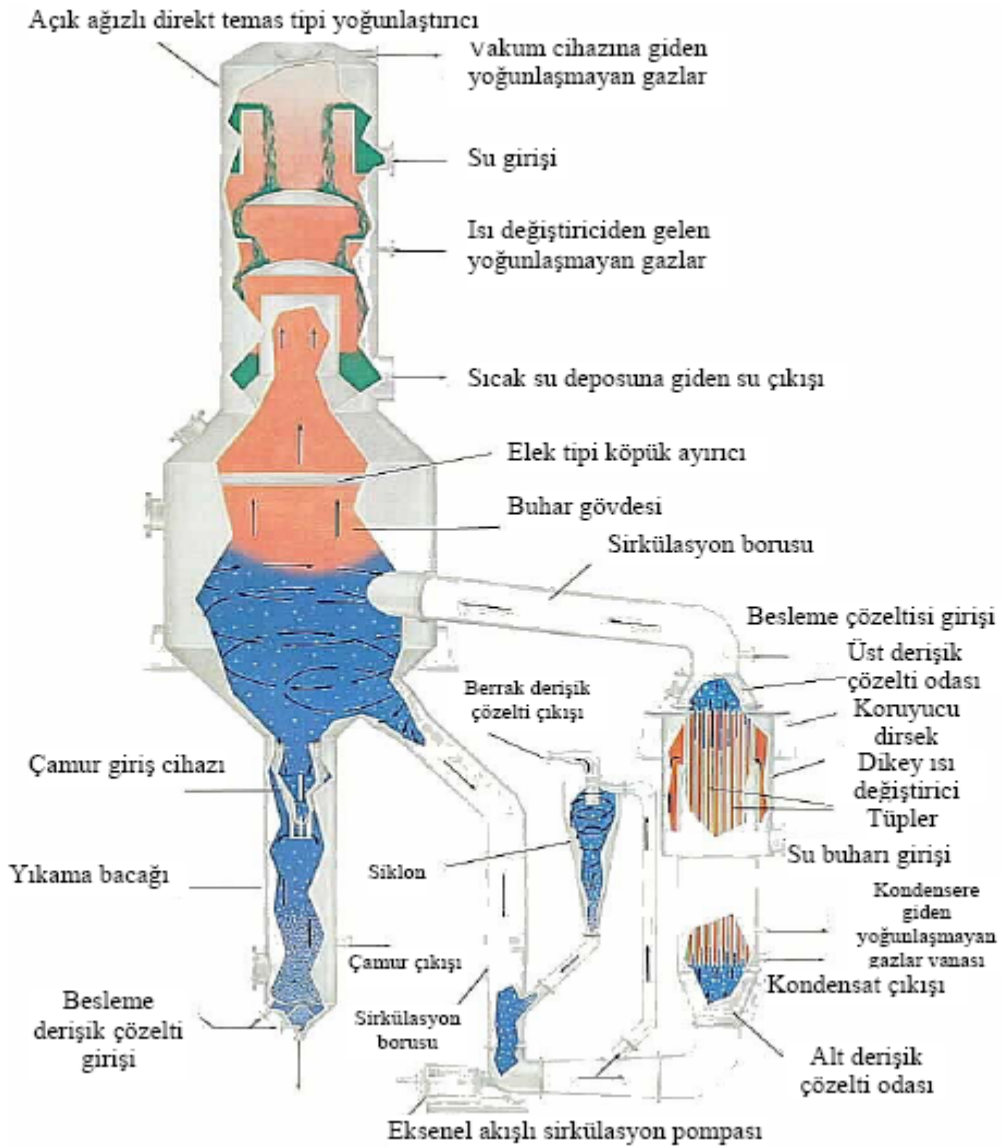
Çözelti düşey boruların tamamını kaplamaktadır. Bir taraftan borunun içindeki buhar yoğunlaşırken, diğer taraftan dışarıdaki çözeltinin kaynadığı görülür. Bu buharlaştırıcının da bir çözelti deposu vardır. Buharlaştırıcı alt ve üst tarafları kapalı dik bir silindir şeklindedir. Genellikle üst kısmı tabak şeklinde, alt kısmı konik biçimindedir. Buhar ısı değiştiricisi alt kısımda bulunur. Bu kısımda iki ucunda bulunan tepsiler arasında borular uzanır. Sistem için gerekli buhar, buhar deposundan sağlanır.

Çözeltideki asıl kaynama buhar küçük borulardan geçerken olur. Derişik hale geçen çözelti konik olan dip kısımdan alınır. Bu buharlaştırıcıda borunun dışındaki çözeltinin hareketini sağlayan sirkülasyon kuvvetini, dış kısımdaki çözelti yoğunluğu ile boru içerisindeki sıvı-buhar karışımının yoğunluğundaki fark ortaya çıkarır.

Kısa borulu dikey buharlaştırıcılarda ısı geçişi olayının maliyeti oldukça düşüktür. Boruların yüzeyi Tabii sirkülasyon daha fazla olduğu için kolayca temizlenebilir ve dolayısıyla, kabuk meydana getiren sıvılarla iyi çalışırlar. Isı geçiş miktarı, seyreltik çözelti kullanımında oldukça yüksektir; ancak çözelti derişikleştikçe viskozite arttığından ısı geçişinde azalma olabilir.

3.3.3. Zorlanmış dolaşımli buharlaştırıcılar

Bu buharlaştırıcının önemli özelliği sıvı dolun hacmi daha fazla olan sıvının iki ısıtma bölmesi arasında bir pompa ile sirküle edilmesidir. Böylece konsantre edilecek madde en az 30 dakika kadar buharlaştırıcıda kalır. Bu tip evaporatörlere "flash evaporatörler" de denir.



Şekil 3.1. Zorlanmış sirkülasyonlu, dikey borulu buharlaştırıcı

Buharlaştırıcıya giren konsantre edilecek sıvı borulu veya plakalı olabilen sıvı ısıtıcı bölmeden geçerken, normal koşullardaki kaynama derecesine kadar ısınır. Bu bölmede sistem dolu ve belli bir basınç altında tutulduğu için buharlaşma

gerçekleşmez ve ısıtma yüzeyinde bir film oluşturmaz. Ancak hemen kaynama sıcaklığına çok yakın kadar ısıtılmış olan sıvı, ısıtma bölmesini bir basınç düşürücü düzen üzerinden terk ederken büyük hacimli bir silindirden ibaret olan bir separatöre ulaşır ve “flashing” adı verilen ani bir buharlaşma ortaya çıkar. Bu olay sıvının sıcaklığı, sıvının seperatör hücreesindeki koşullardaki kaynama derecesine düşene kadar devam eder.

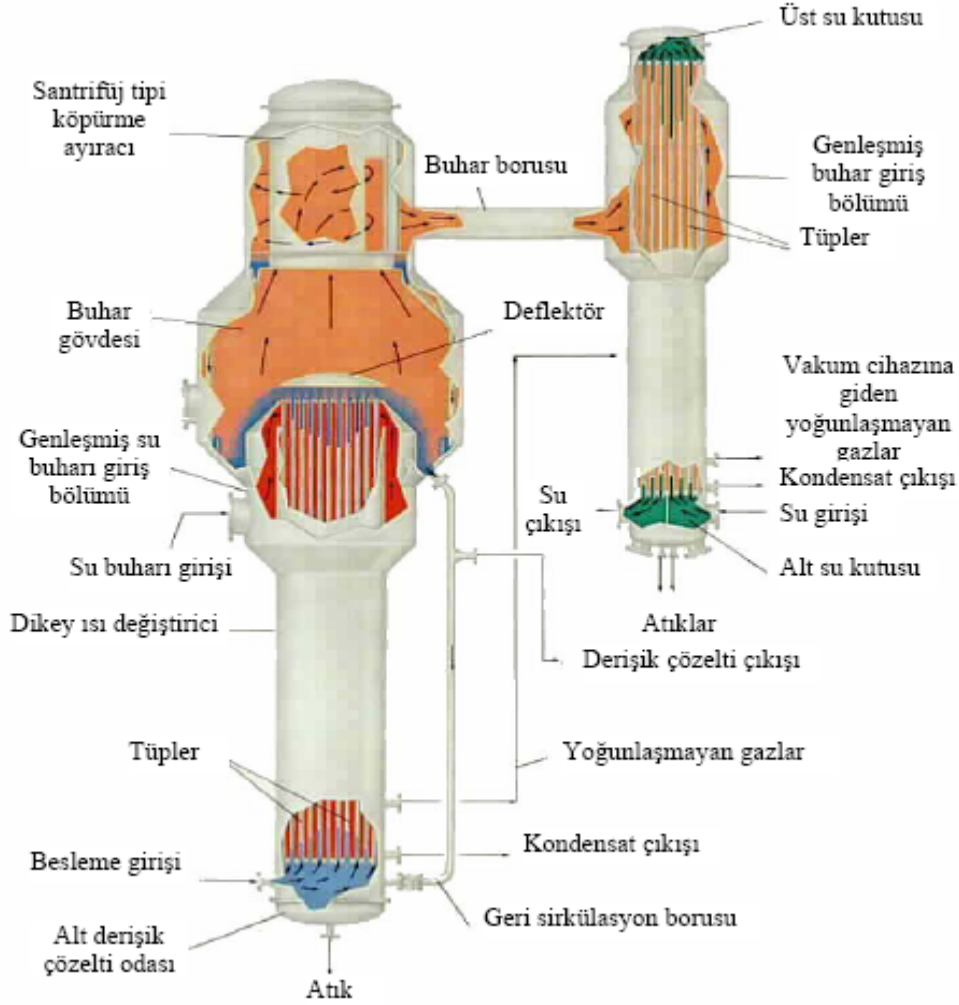
Bu tip buharlaştırıcılar özellikle, yüksek vizkozitesi nedeniyle film haline getirilemeyen maddelerin konsantre edilmesinde veya konsantrasyon düzeyi arttıkça viskozitesi yükselen sıvıların, son aşamada istenen konsantrasyona yükseltilmesinde kullanılır. Bu buharlaştırıcılarda ısıtma yüksek derecelerde yapıldığından, viskoz sıvıya belli bir akışkanlık kazandırılması mümkün olmaktadır. Zorlamalı sirkülasyonlu buharlaştırıcıların son derece geniş uygulama alanı mevcut olup, pulpların konsantre edilmelerinde ve aynı zamanda salça üretiminde yaygın olarak kullanılmaktadır.

Bu buharlaştırıcılardaki borular içersinden akan çözeltinin hızı 0,3-1 m/s kadardır. Boru içindeki sıvının hızı arttıkça, ısı geçiş hızı da artar. Özellikle viskoz çözeltilerde yüksek verim ancak sirkülasyonla elde edileceğinden bu tip buharlaştırıcılar kullanılır. Diğer taraftan seyreltik çözeltiler için geliştirilen kuvvetli sirkülasyonlu buharlaştırıcıların, pompa masrafından dolayı ekonomik olmadığı görülür. Çok kademeli buharlaştırıcılardan elde edilen viskoz sıvı önce tabii, sonra kuvvetli sirkülasyonlu buharlaştırıcılarla derişikleştirilir. Yüksek hızla çalışan sirkülasyonlu buharlaştırıcı kullanıldığında çözeltinin boru içindeki akma süresi 1-3 s arasındadır. Bundan dolayı orta derecede ısıya dayanıklı maddeler bu tip buharlaştırıcılarla derişikleştirilir. Katılaşabilen ve köpürebilen çözeltiler içinde bu tip buharlaştırıcılar kullanılır.

3.3.4. Yükselen film tipi buharlaştırıcılar

Bu buharlaştırıcılarda boru çapları 2,5-5 cm, uzunlukları ise 3-8 m arasında değişir. ham maddenin beslemesi alttan yapılır ve boruda yükselirken ısınır kaynar. Oluşan

buhar, boruların ortasından hızla yükselirken, ham maddenin boru çeperlerinde bir film halinde yükselmesini sağlar.



Şekil 3.2. Dikey borulu, yüzey tipi yoğuşturuculu tırmanan film tipi buharlaştırıcı

Boru içerisindeki çözelti, kaynamanın sonucu olarak yukarıya doğru hareket ederken buhar fazından ayrılan sıvı ise yoğunluğu nedeniyle aşağı düşer. Seyreltik olan giriş çözeltisi genellikle oda sıcaklığındadır. Bu çözelti ayırıcıdan gelen sıvı ile karışır ve sisteme girer. Boru içinde yükselen buhardan aldığı ısı ile kaynamaya başlar ve böylelikle ardından buhar kabarcıklarının oluşumu başlar. Borunun tepesine yakın bir yerde bu kabarcıklar aniden büyür, üst kısımda patlama yaparlar. Bu kısımda oluşan kabarcıklar hızla hareket ederek dışarıya atılırlar. Borunun sonundan dışarı

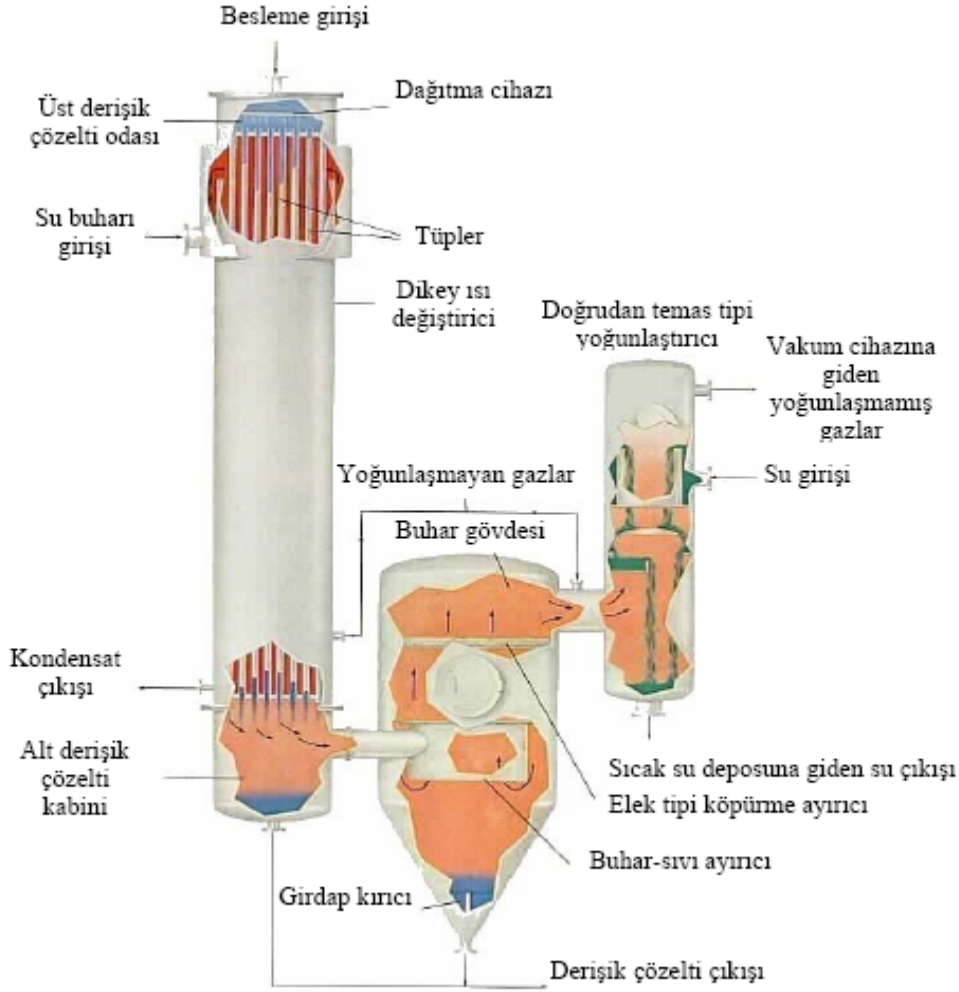
fırlayan buhar ve sıvı karışımı ayırıcıya gelir. Ayırıcı borunun bitiminde başlar ve çapları ısıtıcının çapından daha büyük olmalıdır.

Bu buharlaştırıcılarda sıvı seviyesi, boru uzunluğunun yarısından azdır. Bu seviyenin üstünde, boru yüzeylerinde film halinde oluşan sıvı ve buhar karışım halinde bulunur. Yüksek bir hızla boruları terk ederek buharlaştırıcının tepesine ulaşan buhar-sıvı karışımı seperatöre geçerek konsantre ve buhara ayrılır.

3.3.5. Düşey (aşağı) akışlı buharlaştırıcılar

Deneysel çalışmamızı oluşturan buharlaştırıcı bu kısımda yer almaktadır. Bu buharlaştırıcılar da yükselen film buharlaştırıcıların yapısına benzer ve 2,5-5 cm çapında, 3,5-8 m uzunluğunda boru demetinden oluşur. Bu nedenle, her iki tip film buharlaştırıcılar da küçük bir alanı işgal etmelerine karşın yükseklikleri oldukça fazladır ve yerleştirildikleri bölümün tavanı çok yüksek olmalıdır.

Bu tip buharlaştırıcılarda besleme üstten yapılır ve ham madde tepedeki özel bir düzenle her boruya ayrı ayrı dağıtılır ve film halinde sıcak borulardan aşağı iner. Dip kısımda boruları terk eder. Bu sistemde buhar, sıvı tarafından aşağı kadar taşınır ve dip tarafta çözeltili ve buhar birbirinden ayrılır. Böylece film oluşumu kolaylaştırılır. Ham madde, boru iç çeperlerinden film halinde inerken süratle ısınır, buharlaştırıcının alt bölmesine ve buradan da buharlaştırıcı gövdesi dışında buhar seperatörüne ulaşır. Boru içinde oluşan buhar, sıvı fazın boru çeperlerine ince bir film halinde yayılmasına yardımcı olur. Yüzeyde oluşan film kalınlığı 0,1 mm kadardır. Alt kısımlarda, konsantrasyon arttığı için ısıtma yüzeyleri üzerinde devamlı bir film oluşması zorlaşır. Film kalınlığının bu kadar ince oluşu bu buharlaştırıcılarda ısı geçişini, yüksek türbülans hareketiyle ulaşılacak miktarın bile üstüne çıkarmaktadır.



Şekil 3.3. Uzun borulu, düşen-film tipi buharlaştırıcı

Düşen film buharlaştırıcılarında, sıvının boru içerisinde işgal ettiği hacim “sıvı dolu hacmi” çok küçüktür ve bu büyüklük yardımıyla konsantre edilecek ürünün tüm hacmi bulunabilir. Bu büyüklüğün düşük oluşu, buharlaştırıcının daha üstün nitelikli anlamına gelir. Kısa borulu buharlaştırıcılarda ise sıvı dolu hacminin çok yüksek olduğu ve sıvını çok uzun süre buharlaştırıcılarda kaldığı hatırlanmalıdır.

Isıya karşı duyarlılığı fazla olan çözeltilerde, ham maddenin ısıtıcı yüzeyde kalma süresinin minimum olması gereklidir. Bu sürenin kısa olması ancak tek geçişli ve düşey akışlı buharlaştırıcılarda mümkündür. Bazen çözeltiyi daha fazla konsantre etmek için bir kez daha sirkülasyonun olabilmesi için pompalar kullanılabilir. Sıvı her bir kademedan bir defa geçer, fakat konsantrasyonda iyi bir artış elde edilir. Bu tip buharlaştırıcılarda, çözeltiyi borular içersine her zaman aynı miktarda basma ve

dağıtma zorunluluğu ana problemi oluşturur. Ancak bu şekilde çözeltini her yere düzenli olarak akması ve dağılması sağlanır. Son zamanlarda kullanılan başka bazı sistemlerde çözelti boruların içersine iğneyle enjekte edilmektedir. Bu tip uygulamalar aynı zamanda viskoz sıvılar için de elverişlidir.

3.3.6. Spiral buharlaştırıcılar

Bu buharlaştırıcılarda spiral şeklindeki ısıtıcı borular, çözeltinin içine daldırılmıştır. Buhar spiral borular içersinde dolaşmaktadır. Bu tür sistemler damıtık su elde etmekte kullanılmaktadır. Daha küçük boyutta olanları, viskoz sıvıların konsantre hale getirilmesinde kullanılır. Diğer taraftan şeker endüstrisindeki kristalizatörlerde de spiral buharlaştırıcılar kullanılır. İçersine kızgın buharın yollandığı kazanda, aynı eksenli iki eliptik halka vardır. Isı geçişi sonrası çözeltide buhar kabarcıkları oluşur ve ayrılan buhar, doğrudan soğuk su ile temas ettirilerek yoğunlaştırılır. Yoğunlaşmayan gazlar pompa ile alınır.

3.3.7. Karıştırıcı film tipi buharlaştırıcılar

Bu tip buharlaştırıcılarda amaç türbülans oluşturarak ısı geçişini arttırmaktır. Türbülans ne kadar yüksek olursa sıvı tarafının ısı geçişine karşı gösterdiği direnç o aranda azaltılmış olacaktır. Uzun borulu buharlaştırıcıların özellikle kuvvetli sirkulasyonlu olanlarında çözeltinin boru içindeki hızı oldukça yüksektir. Çözelti ceket bölgesinin üstünde bir yerden buharlaştırıcıya girer. Dış kısımda ısıtıcı buhar bulunur. Çözelti iç kısımdadır. Karıştırıcının dikey olan bıçakları vardır. Bu bıçaklar, motor yardımı ile döner ve mekanik titreşim sağlar. Buharlaşma bölgesi yukarıdadır ve daha geniş çaplıdır. Derişik çözelti dipten alınır. Bu bıçaklar, üzerinde bulunan sıvı damlacıklarını cidara doğru iter. Sonra tekrar aşağı inerler. Serbest buhar, sistemi tepeden terk eder.

Titreşimli film buharlaştırıcıların en önemli avantajı, viskoz sıvılarınla bile büyük ısı geçişinin sağlanabilmesidir. Ürünün viskozitesi buharlaşma sıcaklığında 100000 santipoiz olabilir. Diğer buharlaştırıcılarda ise, viskozite yükseldikçe ısı geçişi düşer. Buna karşılık bu tip buharlaştırıcılarda düşme yüksekliği kısadır. Bu buharlaştırıcılar,

yüksek viskoziteli çözeltiler için tabii ve zorlanmış sirkülasyonlu buharlaştırıcılara göre daha etkindir. Ayrıca jelatin, lateks kauçuğu, antibiyotik ve meyve suları gibi yüksek viskoziteli ve ısı duyarlılığı fazla olan maddeler için de bu tipler kullanılır. Fiyatlarının yüksekliği, iç kısımlarının dönmesinin zor olması ve kapasitelerinin düşük olması gibi dezavantajları vardır.

3.4. Düşük Sıcaklık (Vakum) Buharlaştırıcıları

Sisteme düşük basınç uygulamak suretiyle buharlaştırıcılarda harcanan buhar sarfiyatı azaltılabilir. Bilindiği gibi buharlaşma miktarı, buhar, sıcak su, amonyak gazı gibi sıcak akışkandan buharlaştırılması istenen soğuk akışkana aktarılan ısı miktarı ile orantılıdır. Isı miktarı ise sadece sıcak akışkanın sıcaklığı ile buharlaştırılacak olan sıvının kaynama noktası arasındaki sıcaklık farkına (ΔT) bağlıdır. Bu sıcaklık farkı yükseltilerek buharlaşma miktarı da artırılır ve böylece çok etkili buharlaştırıcıların daha ekonomik çalışması sağlanır.

Bu tip buharlaştırıcılarda vakum, vakum pompaları ve ejektörlerle sağlanır. Ejektörlerde belli basınçtaki buhar ve vakum için verilen basınç kaybına göre tasarlanırlar. Buhar basıncının azalması ile ejektörün verimi hızla düşer ve belli bir basınç değerinden sonra da tüm fonksiyonlarını hızla yitirir. Buna karşılık buhar basıncının artması ile verim etkilemese bile, buhar sarfiyatı önemli oranda artar. Bu nedenlerle ejektör basıncı belli bir aralıkta olmalıdır.

3.5. Kademeli Buharlaştırıcılar

Endüstride daha çok, verimi arttırmak amacıyla çok kademeli buharlaştırıcılar kullanılmaktadır. Bu tip buharlaştırıcılarda birinci kademedan çıkan buhar diğer kademenin ısıtılmasında kullanılır. Böylece buharlaştırıcıya kaynama noktasında giren her 1 kg çözelti için 1 kg buhar gerektiğinden her kademedan çıkan buharın bir sonraki kademedede kullanılması, buhar sarfiyatında ve enerji kullanımında önemli bir tasarruf sağlamaktadır.

Ancak bir buharlaştırıcılar çıkan buharın diğer bir buharlaştırıcıdaki aynı çözeltiyi ısıtabilmesi için, bir sıcaklık farkının oluşturulması gerekir. Bu sıcaklık farkı, buharlaştırıcının vakum altında çalıştırılması ve böylece kaynama noktasının düşürülmesi yoluyla sağlanır. Endüstriyel uygulamada, çok kademeli buharlaştırıcılarının sadece birine buhar verilir.

3.6. Buharlaştırıcıların Seçiminde Dikkat Edilmesi Gereken Hususlar

Önceleri buharlaştırıcı seçiminde en önemli faktörün, buharlaştırıcıda uygulanacak “sıcaklık farkı” olduğu düşünülürdü. Bu fark arttıkça derişikleştirilmiş maddenin kalitesinin o oranda yüksek olacağı kabul edilirdi. Fakat yapılan çalışmalar gösterdi ki, yüksek sıcaklık farkı uygulanmadığında da maddeye gerekli mikrobiyolojik stabiliteyi kazandırmak mümkün değildir. Modern buharlaştırıcılarda, buharlaşma yüksek sıcaklıklarda ve çok kısa sürede sağlanır. Son zamanlarda sıcaklık etki süresinin de sıcaklık farkı kadar kalite üzerinde etkili bir faktör olduğu anlaşılmıştır.

Buharlaştırıcı kapasitesi dendiğinde , bir saatte buharlaştırılacak su miktarının ne kadar fazla olacağı akla gelmektedir.

Sonuç olarak buharlaştırıcıların seçiminde etkili olan tüm faktörleri aşağıdaki gibi sıralamak mümkündür.

- Gerekli üretim miktarı
- Besleme akışkanının viskozitesi ve bu viskozitenin buharlaşma boyunca artışı
- Elde edilecek ürünün özellikleri (katı, sulu, çamur, derişik çözelti)
- Ürünün ısıya olan duyarlılığı
- Malzemenin bozulma gösterip göstermemesi
- Çözeltinin köpük yapma eğilimi olup olmadığı
- Doğrudan ısıtmanın uygulanıp uygulanamayacağı

3.7. Buharlaştırıcıların Avantajları

Gıda endüstrisinde kullanılan ham maddelerin çoğunun yapısında örneğin sütte %83, sebze ve meyvelerde %98'lere varan oranda su bulunur. Buharlaşma, basit tanımı ile

yapıdaki suyun kısmen uçurulmasıdır. Suyun yapıdan alınması, katı ve sıvı arasındaki uçuculuk farkından kaynaklanır. Buharlaşma, bir konsantre (koyulaştırma, derişikleştirme) işlemleri olarak hacim ve ağırlığı azaltıldığından buharlaştırma sonucu aşağıdaki avantajlar elde edilir.

- Ürünün işlenmesi için gerekli olan enerjide ekonomi sağlanır.
- Taşıma, depolama, yapı ve ambalajlama maliyetleri azalır.
- Kuru madde artar ve su aktivitesi düşer.
- Ürünün tadı, kokusu ve renk özellikleri değişir.
- Ürüne mikrobiyolojik yönden bozulmama gibi teknik ve teknolojik yönden iyileştirilmiş bir nitelik kazandırılır.

Yukarıdaki avantajların yanında gıda endüstrisinde, derişikleştirme ve kurutma amacıyla kullanılan buharlaştırıcılar ve bunların yardımcı donanımları da düşünüldüğünde, oldukça karışık ve maliyeti yüksek olan sistemlerdir.

BÖLÜM 4. TEORİK ESASLAR VE MEVCUT BİLİM DÜZEYİ

4.1. Yoğuşma ve Buharlaşma İçin Temel Bilgiler

Çoğu mühendislik problemi yoğuşma ve buharlaşmayla ilgilidir. Her iki olgu da, birçok çevrimin temel hâl değişimleri arasındadır. Bu tür proseslerin akılcı bir şekilde tasarımları için faz değişimlerinin iyi anlaşılması gerekmektedir.

Isı geçişini arttırmak için gerekli önlemlerden biri de, yüksek ısı geçiş katsayısıyla çalışmaktır. Çift fazlı akışların olduğu durumlarda ısı geçiş katsayısı tek fazlı durumlara göre büyük farklılık gösterir. Bir faz değişikliği sırasında olan ısı geçiş olayı, akışkanlar arasında gerçekleşen basit bir değişimine nazaran daha karmaşıktır. Faz değiştirme, sabit bir sıcaklıkta, ısı enerjinin alınması veya verilmesi şeklinde meydana gelmektedir. Genel olarak faz değiştirmenin hızı, ısı geçiş hızına bağlıdır.

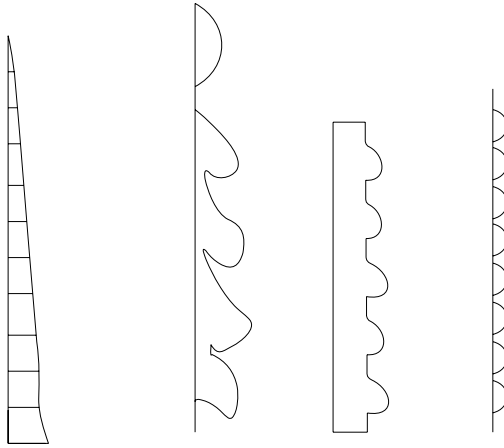
Saf bir buhar, sıcaklığı doymuş buhar sıcaklığından daha düşük olan bir yüzeye temas ettiğinde, yüzey üzerinde geçen ısıya bağlı olarak sıvı fazına geçer. Oluşan sıvı fazının yüzeyi nasıl ve ne ölçüde kapladığına bağlı olarak ısı geçiş şartları değişmektedir. Sürekli rejimde, sıvı filmin kalınlığının ve akış şartlarının değişmediği var sayılarak bu ısı geçişi probleminin çözümü kolaylaştırılabilir. Bu olay yoğuşma olarak bilinir. Doymuş durumda olan bir sıvıya bir duvar üzerinden ısı verildiğinde, sıvı buharlaşmaya başlar. Böylece yoğuşma olayının tersi bir durum ortaya çıkar. Ancak bu durumda hacim artışından dolayı sabit kesitli bir kanalda akış hızları da değiştiğinden ısı geçiş mekanizması farklılık gösterir.

Bazı buharlaştırıcılarda, buharlaşma için gerekli ısı, yoğuşma sırasında ortaya çıkan ısıdan yararlanılarak gerçekleştirilir. Ortam içindeki basınca karşılık gelen doyma sıcaklığı olan yoğuşma sıcaklığı buharlaşma sıcaklığından daha yüksektir. Bu özellikten yararlanılarak yüzey sıcaklıklarının her yerde aynı olması sağlanabilir.

Daha yüksek sıcaklıkta gerçekleşen yoğuşma ile düşük sıcaklıkta meydana gelen buharlaşmayı bir arada gerçekleştirerek ısı geçişiyle suyun buharlaştırılması mümkündür.

4.2. Yoğuşma

Buhar sıcaklığı doyma sıcaklığının altına inerse yoğuşma başlar. Eğer buhar, sıcaklığı doyma sıcaklığının altında olan bir yüzey ile temas ederse, yüzeyde damlacıklı veya film şeklinde olmak üzere iki farklı şekilde yoğuşabilir (Şekil 4.1.). Sonra sıvı fazına geçer, yüzey düşey ise yerçekimi ivmesi ile aşağı doğru kayar. Damlacıklar biri diğeriyle birleşerek sıvı filmini oluşturabilirler.



Şekil 4.1. Farklı yoğuşma şekilleri

En çok görülen yoğuşma şekli film tipidir. Film yoğuşmasında buhar tarafında açığa çıkan faz değişim enerjisi, sıvı filmini geçerek yüzeye ulaşır. Burada sıvı filmi buhar geçişinde bir ısı direnç oluşturur. Damlacık yoğuşmasında ise buhar direkt soğuk yüzey ile temastadır. Yüzeyde oluşan damlalar aşağı doğru düşerken, yüzey üzerindeki diğer damlaları da sürükler ve böylece yüzeyin buhar ile temasını sağlar. Bu şekilde temizlenmiş olan yüzey üzerinde çok sayıda yeni damlacığın oluşması gerçekleşir.

Damlacıklı yoğuşmadaki ısı akısı, aynı şartlardaki film tipi yoğuşmaya göre çok yüksektir. Damlacıklı yoğuşmada ısı taşınım katsayısı 170–290 kW/m²K arasında

değişir. Bu katsayının yüksek değerlerde olması nedeniyle pratik uygulamalarda bu tip yoğunlaşmanın olması istenir.

4.3. Buharlaşma ve Kaynama

Verilen bir sıcaklıkta, buhar basıncının sıvının doyma basıncından daha düşük olması durumunda, sıvı/buhar arakesitinde buharlaşma olayı meydana gelir. Örnek olarak, belli bir sıcaklığındaki sıvı birikintisinin veya ıslak bir yüzeyin, buharlaşma yolu ile kurutulması verilebilir. Bu olay esnasında sıvı yüzeyinde doymuş buharın kısmi basıncı, hava içindeki buharın kısmi basıncından az ise, sıvıdan havaya doğru bir kütle akışı olmaktadır. Buharlaşma adı verilen bu olay, ısı geçişinden farklı olarak kütle geçişi prensibi ile açıklanabilmektedir.

Kaynama olayı ise, doyma sıcaklığından daha büyük bir sıcaklıkta bulunan katı yüzey ile sıvı arasında meydana gelir. Katı cidar üzerinde oluşan buhar habbeleri, belirli bir büyüklüğe gelince ayrılarak yoğunluğa bağlı olarak merkezden çevreye doğru hareket eder ve yukarı doğru yükselir.

4.4. Yoğuşma, Buharlaşma ve Kaynamada Isı Geçişini Etkileyen Unsurlar

Kaynayan çözeltiliye ait ısı geçiş katsayısına tesir eden üç önemli faktör vardır. Bunlar sırası ile;

- Çözelti akım hızı,
- Buharlaştırılan çözeltilinin viskozitesi,
- Isı geçiş alanının temizlik derecesidir.

Isı yüzeyindeki sıvının hızı, taşınımıyla ısı geçişinde büyük önem taşır. Bu husus, özel bir durum olan kaynayan çözeltiler için de doğrudur. Çözelti akım hızı, başlıca, ısı geçiş yüzeyinin şekline, büyüklüğüne ve sıvı çözeltilisinin içerisindeki dağılımı oranına bağlıdır. Bu nedenle, kaynayan çözeltilinin dolaşım şeklini önceden tahmin etmek kesinlikle mümkün değildir. Kaynayan çözeltilinin dolaşım şekli, çözeltilinin viskozitesi, yoğunluğu ve geçen ısının miktarına bağlıdır. Isı geçiş alanının temizlik

derecesinin ve yüzey durumunun, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi önemli bir derecededir. Bugün için bu faktörlerin, ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi ile ilgili bilgiler yeterli değildir. Endüstride rastlanan cihazların temizlik derecesinin, kaynayan çözeltiye ait ısı geçiş katsayısı üzerindeki etkisi oldukça yüksektir.

4.5. Yoğuşma, Buharlaşma ve Kaynamada Isı Geçişini Etkileyen Dirençler

Buharlaşmada ısı geçişinin gerçekleştiği yüzeyler, tek katlı sabit homojen “düz” yüzeylerden çok, tek katlı “silindirik” ve “girintili-çıkıntılı” yüzeylerdir. Bu yüzeylerden gelen ısı miktarı için aşağıdaki bilinen eşitlik kullanılabilir.

$$\dot{Q} = AU \Delta T \quad (4.1)$$

Bilindiği üzere buharlaşmadaki ısı geçişine karşı bazı ısı dirençleri vardır. Isı geçişi (eşitlik 4.1) yardımıyla hesaplanır. buradaki, toplam ısı geçiş katsayısı (U), gerçekte aşağıdaki dirençlerin toplamıdır [69-75].

- Isıtıcı buhar film direnci
- Boru içindeki ve dışındaki kirlilik direnci
- Boru malzemesi direnci
- Ürün filmi direnci

Isıtıcı buhar filminin direnç değeri, buharın ısıtma yüzeyindeki yoğuşma şekline bağlıdır. Buhar, film halinde yoğuşursa tüm yüzeyi ıslatan bir tabaka oluşturur. Damla halinde yoğuşmada yüzey kurudur ve ısı geçişine direnç gösteren bir sıvı tabakası yoktur. Isıtıcı buharın ısı taşınım katsayısı, sıvı filmi oluşumu halinde bile oldukça büyüktür. Damla oluşumunda ısı taşınım katsayısı ise filme göre daha da büyüktür. Sıcaklık farkı ve yoğuşmayan gazlardan etkilenir. Buhar atmosfer basıncının altında olduğundan havanın içeri girişi önlenir. Yoğuşmayan sızıntı gazlar, bu katsayıyı düşürmektedir. Bunlar sıcaklık düşüşü, su buharının yoğuşma sıcaklığı ve su buharı içindeki yoğuşmayan gazlardır. Sıcaklık düşüşü ve su buharının yoğuşma sıcaklığı evaporatörün yapısına bağlı değildir, fakat yoğuşmayan gazların uzaklaştırılması evaporatörün yapısıyla ilgilidir.

Çalışan ısı geçiş yüzeyleri temiz kalmaz. İç ve dış yüzeylerinde pislik, birikinti ve kabuk oluşur. Böylece yoğuşma, buharlaşma ve kaynamada ısı geçişini engelleyen dirençlere bir yenisini daha katılır. Kirlenme, ısı geçişini düşürür. Boru dış yüzeyindeki ürün filmi direncinin değeri, boru iç yüzeyindeki ısıtıcı buhar filmi direncinin değerinden büyük olduğundan, boru içi ve dışındaki kirlenme dirençleri ihmal edilebilir. Bu durumda, toplam ısı geçiş katsayısına temel olarak en büyük direnci veren alanı ya da direncin en küçük değerini seçmek avantajlıdır. Buharlaşma devam ettikçe kabuk kalınlaşacağından toplam ısı geçiş katsayısı azalacaktır. Çözünen maddenin çözünürlüğü sıcaklığın yükselmesi ile artar. Ancak CaSO_4 , NaSO_4 ve Na_2CO_3 gibi ters çözünürlüğe sahip maddelerde tam tersi olur.

Isı geçiş yüzey kalınlığı ve malzemenin ısı iletim katsayısı, toplam ısı geçiş katsayısını etkileyen diğer etkili dirençlerdendir. Malzeme ne kadar ince ve ısı iletim katsayısı ne kadar yüksekse toplam ısı geçiş katsayısı değeri de o kadar büyüktür. Ancak buhar fazında yüksek basınç, ürün tarafında düşük basınç olduğunda malzeme kalınlığı belli bir değere kadar azaltılabilir. Gıda endüstrisindeki buharlaştırıcıların çoğu paslanmaz çelik malzemedendir yapılmıştır.

Ürün film direnci, ürün tarafındaki ısıtma yüzeyindeki sıvı filmin ısı taşınımını belirler. Genellikle ürün film direnci, ısıtıcı buhar film direncinden düşüktür. Ürün film direncinin değerine çeşitli faktörler etki eder. Bunlar ürün viskozitesi, akış şekli, akış hızı ve buhar kabarcıklarıdır. Viskoz ürünlerle çalışıldığında ısı aktarımına karşı en büyük direnç, ürün filmi direncidir ki, bu da sıvının hızına bağlıdır. Viskozite arttıkça yüzeydeki film kalınlaşır ve hareket hızı azalır, ürün film direnç değeri düşer. Buharlaştırmanın ileri aşamalarında ise ısı geçiş güçleşir. Zorlanmış sirkülasyonla ürün çıkışı hızlandırılır, film kalınlığı azaltılarak bu direnç değeri yükseltilir. Ürün film direnci değerini etkileyen diğer faktör, ürünün akış şeklidir. Akış şekli kargaşalı akış halinde ise ısı aktarımı, düzgün akış halinde ısı aktarımından yüksektir. Evaporatörde ürüne kargaşalı akış kazandırılarak 4 değerinin yükseltilmesine çalışılır. Ürün film direnç değerini etkileyen bir diğer faktör, kaynama sırasında oluşan buhar kabarcıklarıdır. Kaynama sıcaklığına ulaşan ürüne, ısıtıcı buharın buharlaşma gizli ısı aktarılmaya başlandığı anda üründe buhar

kabarcıkları oluşur. Giderek artan kabarcıklar üründen ayrıldıkça üründe türbülanslı akış sağlanır ve direnç değeri yükselir. Ancak sıcaklık derecesi arttıkça oluşan kabarcıklar birleşerek ısıtma yüzeyi ile ürün arasında kesiksiz bir buhar filmi oluşturursa bu durumda ısı geçişi güçleşir ve direnç değeri düşer. Film kaynaması denen bu olay gıda endüstrisinde kullanılan makinelerde istenmeyen bir durumdur.

Tablo 4.1. Dikey buharlaştırıcılarda toplam ısı geçiş katsayısı değerleri

Uzun borulu dikey buharlaştırıcılar	U(W/m ² .K)
Doğal sirkülasyon	1000-3000 [74]
Doğal sirkülasyon (seyreltik çözeltiler)	1500-3000 [75]
Zorlanmış sirkülasyon	2000-5000 [75]

4.6. Yoğuşma, Buharlaşma ve Kaynamada Isı Geçişi Etkileyen Diğer Faktörler

Buharlaşmada karşılaşılan zorlukların pratik çözümü için sıvı özelliklerinin konsantrasyonla nasıl değiştiğinin bilinmesi gerekir. Sıvının en önemli özellikleri şunlardır:

— Konsantrasyon: Buharlaştırılacak çözeltiler genellikle seyreltiktir; ama buharlaştırıcıda gittikçe derişik hale gelirler. Çözeltide bulunan katı maddenin konsantrasyonu arttıkça, çözeltinin viskozitesi ve yoğunluğu da artar. Bu, ısı taşınımı için uygun olmayan bir durum meydana getirir. Bazen doymuş hale gelen çözelti daha da buharlaştırılırsa, kristal meydana getirebilir. Bu halde boru tıkanarak izole olur. Çözelti derişikleştikçe kaynama noktası da gittikçe artar.

— Köpürme: Bazı maddeler, bilhassa organik maddeler buharlaşma esnasında köpürürler. Bu köpük buhar ile birlikte buharlaştırıcıyı terk eder. Böyle normal olmayan olaylar buharlaştırılan maddeler için bir kayıp demektir. Bunu önlemek için değişik endüstri kollarında değişik çözümler üretilmiştir.

— Isı duyarlılığı: Bir çok saf kimyasal maddeler, bilhassa eczacılıkta kullanılan maddeler, orta sıcaklıkta bile kısa zamanda kısmen de olsa fiziksel veya kimyasal

değişime uğrarlar. Böyle maddelerle çalışıldığı zaman özel bir metottan faydalanılır. Bu metotta çalışma sıcaklığının ve zamanın düşürülmesi yoluna gidilir.

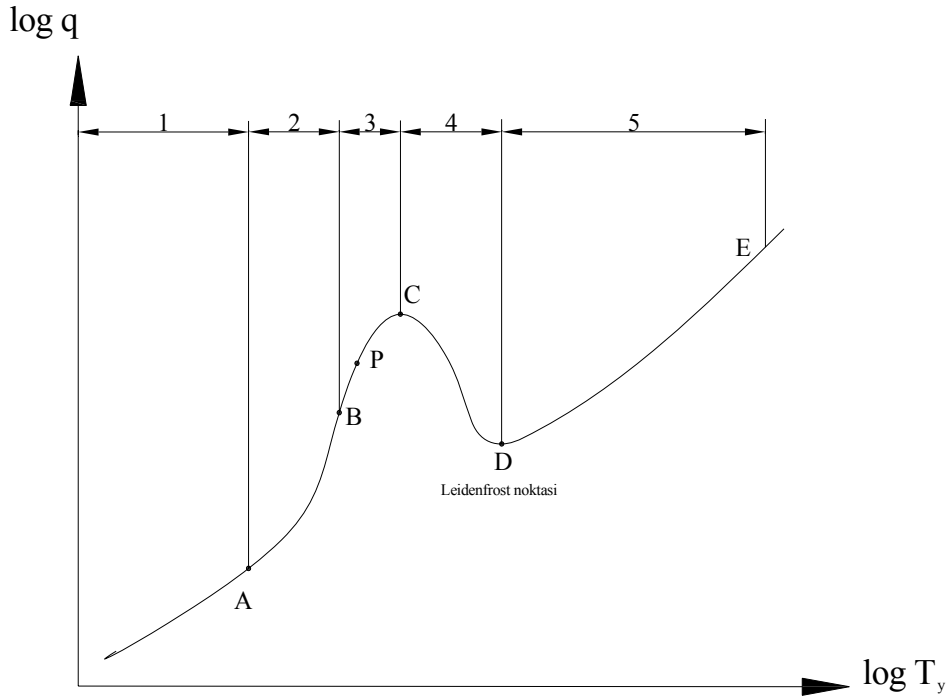
— Kabuk: Bazı çözeltiler ısıtıcı boru yüzeyinde kabuk bırakırlar. Bu halde ısı geçiş etkisi azaldığından buharlaştırıcı durdurulur ve temizlik yapılır. Kabuk sert karakterde ve çözünmeyen karakterde ise bu temizleme işi oldukça güç ve masraflı olur.

— Yapım malzemesi: Buharlaştırıcılar genellikle dökme demir veya çelikten yapılırlar. Bir çok çözeltiler demiri oksitlendirir. Bu durumda çözeltilere yabancı madde karışmış olur ve çözeltiler kirlenir. Bu gibi hallerde Cu, Ni, Paslanmaz Çelik, Al, Grafit ve Kurşun kullanılır. Bu malzemeler pahalıdır, ancak ısı iletimleri iyidir. Tasarımlarda ilk yapım maliyetinin her zaman en az olması arzu edilir. Hangi malzemenin kullanılacağı, mühendislik ekonomisi hesaplarıyla tespit edilmelidir.

— Sıvının diğer özellikleri: Bu özellikler buharlaştırıcının tasarımı ve imalatı sırasında hesaba katılmalıdır. Bunlar: Çözeltinin özgül ısı, donma ve kaynama noktası sıcaklıkları, konsantrasyon ısı, kaynama esnasında meydana gelen serbest gazlar, radyasyon ve sterilasyonu, patlama tehlikesi ve bunun gibi özelliklerdir. Bahsedilen bu özellikler değiştiğinde, yapılacak olan buharlaştırıcının tipi de değişmelidir. Böyle problemlerin çözümünde sıvının karakteristikleri iyi bilinmeli ve bu karakteristiklerin hepsi hesaba katılmalıdır.

4.7. Durgun Akışta Kaynamasında Isı Geçişi

Kaynama olayındaki fiziksel mekanizmanın anlaşılması için değişik havuz kaynama aşamalarının incelenmesi ile olabilir. Bu hallerin hepsini içeren ve ısı akısının ısıtıcı yüzey sıcaklığı ile değişimini gösteren eğri Kaynama veya Nukleasyon eğrisi olarak adlandırılır [76, 77].



Şekil 4.2. Yüzey sıcaklığı ayarlanabilen ısıtıcılarda kaynama eğrisi

1 numaralı bölgede (Doğal taşınım kaynama) ısı geçişi doğal taşınım olup, suyun sıcaklığı doyma sıcaklığının altındadır. Meydana gelen buhar kabarcıkları yüzeye ulaşmadan yoğuşur. Sıcaklığın artmasıyla ısı akısının da arttığı görülür. A noktasında ilk buhar kabarcığı görülür.

2 numaralı bölgede (kabarcıklı kaynama-ayrık kabarcıklar) duvar sıcaklığı, doyma sıcaklığından yüksektir. Su tamamen doymuş hale ulaşmış olup, kararlı buhar kabarcıkları oluşmaktadır. Oluşan bu kabarcıklar ısıtıcı yüzeyin ayrılırlar fakat sıvı yüzeyine ulaşmadan tekrar yoğuşur. Bu ayrışma, akışkanın yüzey yakınında önemli ölçüde karışmasına yol açar ve h ile q artar. Bu bölgeye çekirdek kaynaması da denir.

3 numaralı bölgede (kabarcıklı kaynama-jetler ve sütunlar) duvar sıcaklığı yükselmiş ve buhar sütunları oluşmuştur. Isı akısı kritik değerine ulaşmıştır (C tepe noktası). Bu noktaya patlama noktası ismi verilir. En yüksek h değeri P noktasındadır. Buradan itibaren h azalmaya başlar. Isı akısı, h ile ΔT 'nin çarpımı olduğundan ΔT deki artış oranı h 'daki azalış oranından büyük olmasıdır. Fakat C noktasında ΔT deki artış h 'daki azalış ile dengelenir. Bu tepe noktasında önemli ölçüde buhar oluşumu sıvının yüzeyi sürekli olarak ıslatmasını zorlaştırır.

4 numaralı bölgede (geçiş bölgesi) ısı akısı azalmaya başlamış olup ΔT artmaya devam etmektedir. Isıtıcı yüzeyin üzeri yavaş yavaş buhar filmi ile kapatılmaya başlamıştır. Ancak bu buhar filmi stabil olmayıp, yerini zaman zaman çekirdek kaynamasına terk edebilmektedir. Yani kararsız film buharlaşması görülebilir. Burada, kabarcık oluşumu o kadar hızlıdır ki yüzey üzerinde bir buhar filmi veya örtüsü oluşmaya başlar. Buharın ısı iletimi sıvıya göre çok küçük olduğundan ΔT artmasına karşın h ve dolayısıyla q azalır. Başka bir deyişle ΔT artmasına karşın toplam yüzeyin buhar filmi ile kaplı olan bölümün oranı artmaktadır yani ısı geçişinin olduğu alan azalmakta ve q 'da bundan olumsuz etkilenmektedir.

5 numaralı bölgede (film kaynaması) yüzey istikrarlı bir buhar tabakasıyla tamamen kapanmıştır. Buhar tabakası düşük ısı iletim katsayılı bir yalıtkan niteliğindedir. Dolayısıyla bu bölgede çok yüksek yüzey sıcaklıklarına ulaşılabilir. Malzemenin erime sınırı aşılabılır. E fiziksel yanma noktası çalışma şartları, yüzey malzemesi ve akışkana bağlı olarak C noktası ile aynı anda veya daha sonra olabilir [76-79].

Kabarcık buharlaşması: Üç ayrı araştırmacı tarafından farklı olarak verilmiştir [79].

— Gorenfloya göre hesaplama

$$\frac{h}{h_o} = C_d \left(\frac{q}{q_o} \right)^n f(p^*) \quad (4.2)$$

$$(p^*) = \frac{p}{p_{kr}} \quad (4.3)$$

$$f(p^*) = 1,2 (p^*)^{0,27} + (p^*) \left(2,5 + \frac{1}{1-p^*} \right) \quad (4.4)$$

Ancak su için;

$$f(p^*) = 1,73 (p^*)^{0,27} + (p^*)^2 \left(6,1 + \frac{0,68}{1-p^*} \right) \quad (4.5)$$

$$n = 0,9 - 0,3(p^*)^{0,3} \quad (4.6)$$

Ancak yine su için;

$$n = 0,9 - 0,3(p^*)^{0,15} \quad (4.7)$$

$$C_d = \left(\frac{R_a}{R_{ad}} \right)^{0,133} \left(\frac{b_d}{b_{d,b}} \right)^{0,25} \quad (4.8)$$

$$b_d = \rho c k \quad (4.9)$$

— Rohsenw' a göre hesaplama

$$\frac{c_p \Delta T}{\Delta i} = C_R \left[\frac{q}{\eta \Delta i} \left(\frac{\sigma}{g(\rho_s - \rho_b)} \right)^{1/2} \right]^{1/3} \text{Pr}^m \quad (4.10)$$

— Cooper'a göre hesaplama

$$h = 55 \frac{q^{0,67} \text{Pr}^{0,2}}{\mu^{0,5} (-\log p^*)^{0,55}} \quad (4.11)$$

Kritik ısı akımı;

$$q_{kr} = 0,131 \cdot f \cdot \Delta i \cdot \rho_b^{0,5} \cdot [g \cdot \sigma \cdot (\rho_s - \rho_b)]^{0,5} \quad (4.12)$$

$$L^* = L \left[\frac{g \cdot (\rho_s - \rho_b)}{\sigma} \right]^{0,5} \quad (4.13)$$

Film buharlaşması;

$$Nu = \frac{h L}{k} \quad (4.14)$$

$$Nu = 0,645 \left[\frac{(\rho_s - \rho_b) \cdot g \cdot \Delta i \cdot L^3}{\nu_b \cdot k_b \cdot (T_d - T_{do})} \right]^{0,5} \quad (4.15)$$

Bu konuyla ilgili diğer araştırmacılar tarafından verilen bağıntılar [80, 81];

$$\frac{\bar{h} \cdot D}{k_b} = 0,62 \cdot \left[\frac{D^3 \cdot i'_{sb} \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_b)}{k_b \cdot \nu_b \cdot (T_y - T_{doy})} \right]^{0,25} \quad i'_{sb} = i_{sb} + 0,4 \cdot c_{p,b} \cdot (T_{doy} - T_y) \quad (4.16)$$

$$h_b = 0,12 \cdot q^{0,72} \cdot P^{0,24} \quad q [W / m^2] \quad 10^4 < q < 10^6; P [Pa] \quad 5 \cdot 10^4 < P < 10^6 \quad (4.17)$$

$$q_{\max} = 0,145 \cdot i_{sb} \cdot \rho_b^{0,5} \cdot (\sigma \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_b))^{0,25} \quad (4.18)$$

Buharlaşma bölgesinde yaklaşık bağıntılar [79]:

$$1 \text{ bölgesi } h \propto \Delta T^{0-0,33} \quad q \propto \Delta T^{1-1,33}$$

$$2-3 \text{ bölgesi } h \propto \Delta T^{2-4} \quad q \propto \Delta T^{3-5}$$

4 bölgesi belirsiz

$$5 \text{ bölgesi } h \propto \Delta T^{-0,25} \quad q \propto \Delta T^{0,75}$$

4.8. Düşey Akışta Kaynamada Isı Geçişi

Kaynayan sıvılarda ısı geçişi konusu, bir çok araştırmacıya rağmen henüz tam bir şekilde açıklığı kavuşmamıştır. Mevcut bilgiler parça parça olup, bugün için bu bilgilerden yeterli ölçüde faydalı sonuçlar çıkarmak mümkün değildir [71]. Faz değişimi olayını aydınlatmak için, bu olaya neden olan ısı geçişi mekanizması üzerinden giderek veya kütle geçişi ile çözüme ulaşmak yaygın bir yöntemdir.

Isı geçişi problemlerinde toplam direnç, kaynayan çözeltili direnci, yoğunlaşan buhar direnci ve bunlar arasındaki metalin direnci olmak üzere üç kısma ayırır. Bu problemler bu dirençlere karşı gelen ısı geçiş katsayılarını göz önüne almak suretiyle çözümlenebilir. Ancak, çeşitli sebeplerden dolayı bu problemlerde zorluklarla karşılaşılmaktadır. Sebeplerden birincisi, Nusselt eşitliğinde yoğunlaşan su buharı içerisindeki yoğunlaşmayan gaz ve buharların etkisinin göz önüne alınmamış olmasıdır. İkinci sebep, çözeltiliye ait ısı taşınım katsayısının çok yüksek olmasıdır. Bu nedenle toplam ısı geçiş katsayısı, hemen hemen kaynayan çözeltilinin ısı taşınım katsayısına eşit alınabilir. Üçüncü sebep, üç direnç içinde ısı geçiş katsayılarının hesaplanmasında çok kompleks ve pahalı laboratuvar cihazlarına ihtiyaç duyulmasıdır. Dördüncüsü, pratikte karşılaşılan şartlar altında toplam ısı geçiş katsayısının tesbit edilebilmesi için bu şartların, mümkün olabilen çabuklukla temini edilmesi gerekliliğidir. Buharlaştırıcıların yapısındaki fiziksel ayrıntıların etkileri hakkında bilgileri, oldukça azdır. Ancak endüstriyel buharlaştırıcılardan kopya edilmiş cihazlar yardımıyla bulunan toplam ısı geçiş katsayıları, en kullanışlılarıdır.

Çözeltilerin kullanıldığı buharlaştırıcılarda ısı geçişi problemi son derece kompleks olup, çok az sayıda deneye dayanan bilgi mevcuttur. Bu nedenlerle, birkaç özel hal

dışında, kaynayan çözeltilere ait ısı taşınım katsayılarının önceden tahmin edilmesi zordur.

4.8.1. Damla yoğuşması

Daha önceden bahsedilen iki tip yoğuşma, birbirinden oldukça farklı ısı geçiş katsayılarına sahiptirler. Damlacık tipi yoğuşmasının ısı geçiş katsayısı, aynı yüzey ve eşit şartlar için, film tipi yoğuşmasının iki, hatta daha fazla katıdır. Her iki tip yoğuşmaya sebep olan faktörler hakkında çok fazla bilgi mevcut değildir. Aynı borunun yavaş yavaş veya birdenbire, kısmen veya tamamen bir yoğuşma tipinden diğerine geçtiği görülebilir. Genel olarak, düzgün ve temiz yüzeylerde film tipi yoğuşma, yağlı ve pürüzlü yüzeylerde ise damlacık tipi yoğuşma meydana gelir.

Damlacık tipi yoğuşmanın ısı geçiş katsayısını bulmak için kullanılan herhangi bir metod mevcut değildir. Bu konuda yatay borular için bazı bağıntılar mevcuttur. Bu bağıntılara örnek olarak (4.19) verilebilir [75].

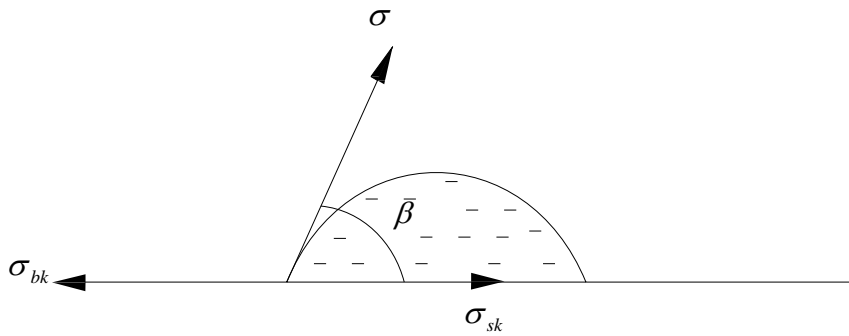
$$h_y = 0,725 \sqrt[4]{\frac{k^3 \rho^2 g i}{D \mu \Delta T}} \quad (4.19)$$

Bu konuda yapılan deneylerin bir kısmı, yukarıdaki bağıntının orta derecede bir hassasiyete sahip olduğunu göstermiştir.

Damla yoğuşmasında ısı taşınım katsayısı 40.000 W/m².K değerlerine kadar çıkabilmektedir. Buna karşın film yoğuşmasında bu katsayı 1.000-10.000 W/m².K değerleri arasındadır [82, 83]. Damla yoğuşması için yeterli sayıda araştırma mevcut olmadığı için ısı taşınım katsayısı daha çok bazı ampirik formüllerle hesaplanmaktadır.

Damla yoğuşması için ısı taşınım katsayısı, film yoğuşmasındakinden on kat daha büyük olduğu için damla yoğuşmasının uygulandığı ısı değiştiricilerinde, yoğuşma ile ısı geçişine olan direnç, diğer ısıl dirençler yanında ihmal edilebilir daha büyüktür ve bu nedenle, yoğuşma için çok hassas bağıntılara ihtiyaç duyulmamaktadır.

Üzerinde çalışma yapılan birçok yüzey-akışkan çifti içinde, en çok veri, iyi işlenmiş bakır yüzeyler üzerinde su buharının yoğuşması içindir. Yoğuşma olayında su buharı içindeki yoğuşmayan gazların etkisi oldukça önemlidir. Ayrıca, yüzey malzemesi, bakır veya gümüş gibi iyi iletken değilse, malzemenin ısıl direnci önem kazanabilir. Isının tümü, yüzey üzerinde geniş bir alana yayılmış olan çok küçük damlacıklara geçtiği için, yüzey malzemesinin içindeki akış çizgileri, etkin yoğuşma bölgesinin yakınında sıklaşır ve bir büzülme direnci oluşturur.



Şekil 4.3. Damla yoğuşmasında kuvvetler

Bu tür yoğuşmada sıvı, yüzey üzerinde 4.3. Şeklindeki gibi damla şeklindedir. Burada olan gerilmeler σ sıvı-buhar arasındaki, σ_{bk} buhar-katı ve σ_{sk} sıvı-katı arasındaki yüzeysel gerilmelerdir. Film yoğuşmasında $\beta = 0$ dır. $\beta \neq 0$ olması damla yoğuşmasını gösterir. Buna göre damla yoğuşmasının oluşması, akışkan ve yoğuşmanın olduğu yüzeyin özelliklerine bağlıdır. Oluşabilecek en küçük damla çapı Helmholtz-Kelvin'e göre aşağıdaki eşitlikten bulunur [79].

$$d_{\min} = \frac{4\sigma}{T_{doy} - T_d} \cdot \frac{T_{doy}}{\Delta i \cdot \rho} \quad (4.20)$$

Yoğuşma esnasında damla gittikçe büyür ve daha sonra ağırlığın etkisiyle akarak film meydana getirir. Yerine tekrar küçük damlalar oluşur ve olay yeniden başlar.

Literatürde damla yoğuşmasında ısı geçiş katsayısının bulunması ile ilgili teorik bilgiler mevcut olmadığından Isachenko'ya [84] göre deneysel sonuçlardan bulunan eşitlikler kullanılır. Bu eşitlikler Reynolds sayısına bağlı olarak

$1,6 \times 10^{-3} < Re < 6,6 \times 10^{-3}$ için

$$Nu = 5,45 \times 10^{-4} \cdot (Re^*)^{-0,84} \cdot (\sigma^*)^{1,16} \cdot Pr^{0,33} \quad (4.21)$$

$6,6 \times 10^{-3} < Re < 3,6 \times 10^{-2}$ için

$$Nu = 1,33 \times 10^{-5} \cdot (Re^*)^{-1,57} \cdot (\sigma^*)^{1,16} \cdot Pr^{1,33} \quad (4.22)$$

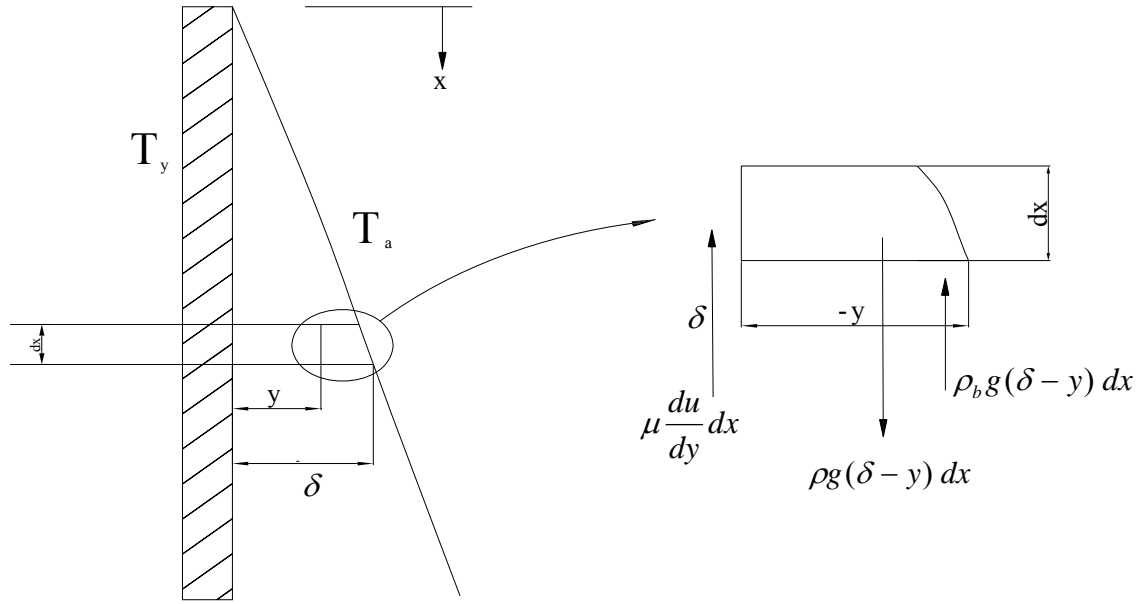
şeklinde verilmektedir. Damla şeklindeki yoğuşma için diğer araştırmacıların önerdiği bağıntılar [85] bakır yüzeyler üzerinde buharın damlacık şeklinde yoğuşması durumunda ortalama ısı geçiş katsayısı için aşağıdaki bağıntıyı önermiştir;

$$\bar{h} = 51,104 + 2077 \cdot T_{doy} \quad 22^\circ C < T_{doy} < 100^\circ C \quad (4.23)$$

$$\bar{h} = 255,300 \quad T_{doy} > 100 \quad (4.24)$$

4.8.2. Laminar düzgün yüzeyli film yoğuşmasında ısı geçişi

Film akışı, düşey veya eğik bir duvarda sıvının ince bir tabaka (film) halinde kesintisiz akmasına verilen isimdir. Film akışında karakteristik uzunluk olarak film kalınlığı alınmaktadır. Re sayısının 400 den küçük olduğu durumlarda filmde akış laminer, 400'den büyükse türbülanslıdır [86, 87].



Şekil 4.4. Laminer film yoğuşması

$$\rho g(\delta - y) dx = \mu \frac{du}{dy} dx + \rho_b g(\delta - y) dx \quad (4.25)$$

Sınır şartlarında $u = 0$ ve $y = 0$

$$u = \frac{(\rho - \rho_b)g}{\mu} \left(\delta y - \frac{1}{2} y^2 \right) \quad (4.26)$$

$$\dot{m} = \int_0^{\delta} \rho \left[\frac{(\rho - \rho_b)g}{\mu} \left(\delta y - \frac{1}{2} y^2 \right) \right] dy \quad (4.27)$$

$$= \frac{\rho(\rho - \rho_b)g\delta^3}{3\mu} \quad (4.28)$$

$$q_x = -k dx \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=0} = k dx \frac{T_a - T_y}{\delta} \quad (4.29)$$

$$\frac{d}{dx} \left[\frac{\rho(\rho - \rho_b)g\delta^3}{3\mu} \right] dx = \frac{d}{d\delta} \left[\frac{\rho(\rho - \rho_b)g\delta^3}{3\mu} \right] \frac{d\delta}{dx} dx \quad (4.30)$$

$$= \frac{\rho(\rho - \rho_b)g\delta^2 d\delta}{\mu} \quad (4.31)$$

$$\frac{\rho(\rho - \rho_b)g\delta^2 d\delta}{\mu} i_{sb} = k dx \frac{T_a - T_y}{\delta} \quad (4.32)$$

$$\delta = 0 \quad x = 0$$

$$\delta = \left[\frac{4\mu k x (T_a - T_y)}{g i_{sb} \rho (\rho - \rho_b)} \right]^{0,25} \quad (4.33)$$

Isı geçiş katsayısı ise

$$h dx (T_y - T_a) = -k dx \frac{T_a - T_y}{\delta} \quad (4.34)$$

$$h = \frac{k}{\delta} \quad (4.35)$$

$$h_x = \left[\frac{\rho (\rho - \rho_b) g h_{sb} k^3}{4\mu x (T_a - T_y)} \right]^{0,25} \quad (4.36)$$

$$Nu_x = \frac{hx}{k} = \left[\frac{\rho (\rho - \rho_b) g i_{sb} x^3}{4\mu k (T_a - T_y)} \right]^{0,25} \quad (4.37)$$

Ortalama ısı geçiş katsayısı

$$\bar{h} = \frac{1}{L} \int_0^L h_x dx = \frac{4}{3} h_{x=L} \quad (4.38)$$

veya

$$\bar{h} = 0,943 \left[\frac{\rho (\rho - \rho_b) g i_{sb} k_s^3}{L \mu_s (T_a - T_y)} \right]^{0,25} \quad (4.39)$$

$$i'_{sb} = i_{sb} + 0,68.c.(T_a - T_y) \quad (4.40)$$

Film yoğuşması için diğer bağıntılar [76, 88, 89, 90];

$$h = 0,943 \left[\frac{g \cdot \rho_s \cdot (\rho_s - \rho_b) \cdot k_s^3 \cdot i'_{sb}}{\mu_s \cdot (T_{doy} - T_y) \cdot L} \right]^{0,33} \quad i'_{sb} = i_{sb} + 0,68.c_{p,s} \cdot (T_{doy} - T_y) \quad (4.41)$$

$$h = \left[\frac{\rho_s \cdot g \cdot i'_{sb} \cdot k_s^3}{4 \cdot \nu_s \cdot (T_y - T_{doy}) \cdot L} \right]^{0,25} \quad (4.42)$$

$$h = \left[\frac{k_s^3 \cdot i'_{sb} \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_b)}{4 \cdot L \cdot \nu_s \cdot (T_y - T_{doy})} \right]^{0,25} \quad i'_{sb} = i_{sb} + \frac{3}{8} \cdot c_{p,s} \cdot (T_{doy} - T_y) \quad (4.43)$$

$$h = 0,943 \left[\frac{g \cdot \rho_s \cdot (\rho_s - \rho_b) \cdot i'_{sb} \cdot k_s^3}{\mu_s \cdot (T_{doy} - T_y) \cdot L} \right]^{0,25} \quad i'_{sb} = i_{sb} + 0,68.c_{p,s} \cdot (T_{doy} - T_y) \quad (4.44)$$

i'_{sb} ifadesi kütle taşınımı ile ilgili ısı geçişinin de göz önüne alınmasıyla, gizli buharlaşma ısına bir terimin eklendiğini gösteren bir ifadedir. Bu ifadeler çeşitli araştırmacılar tarafından geliştirilmiştir. Yakın zamandaki çalışmaların bazılarında bunların Pr sayısına az da olsa bağlı olduğunu göstermektedir [76].

Bu konu ile ilgili diğer araştırmacıların verdiği bağıntılar [91, 92, 93];

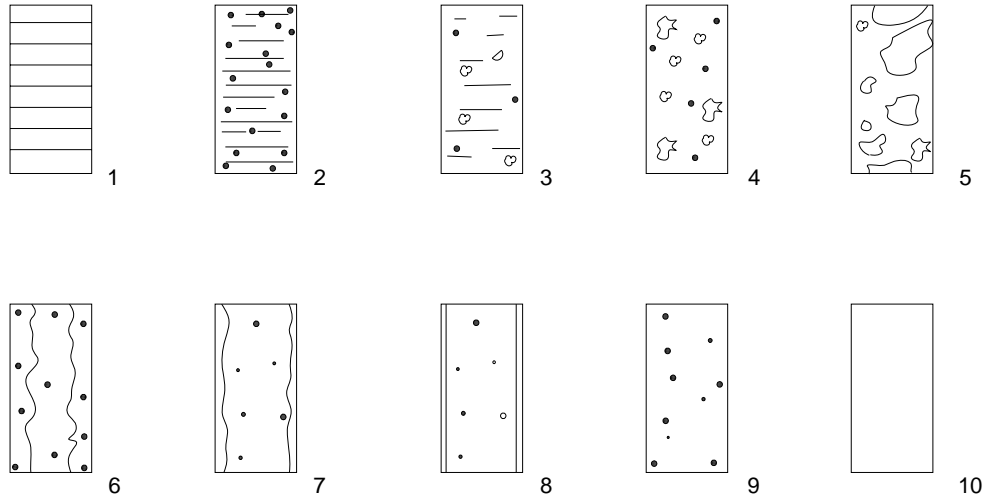
$$\frac{\bar{h}}{k_s} \left(\frac{v_s^2}{g} \right)^{0,33} = (\text{Re}_l^{-0,44} + 5,82 \times 10^{-6} \cdot \text{Re}_l^{0,8} \cdot \text{Pr}_l^{1,3})^{0,5} \quad (4.45)$$

$$h = \frac{\text{Re} \cdot k_s}{8750,58 \cdot \text{Pr}^{-0,5} \cdot (\text{Re}^{0,75} - 253)} \left(\frac{g}{v_s^2} \right)^{0,33} \quad (4.46)$$

$$h = \left(\frac{\mu_s^2}{k_s^3 \cdot \rho_s^2 \cdot g} \right)^{0,33} \quad (4.47)$$

4.8.3. Düşey borularda çift fazlı akış şekilleri

Buharlaştırıcı borularındaki sıvı ve buhar olmak üzere çift fazlı olarak adlandırılan akım şeklindeki ısı taşınımının belirlenmesi oldukça zordur. Kaldı ki, buharlaştırıcıdaki buhar tutumu sürekli değiştiğinden çift fazlı akış şekilleri de sürekli değişir. Aşağıdaki şekil 4.5.'de düşey bir boru içindeki çeşitli çift fazlı akış şekilleri yer almaktadır [88].



Şekil 4.5. Düşey borularda çift fazlı akış şekilleri

1. şekilde yalnız sıvı fazda akış vardır.
2. 3. ve 4. şekillerde çapları gittikçe büyüyen buhar haneleri yükselmektedir.
5. şekilde buhar fazı cep-fişek şeklinde yükselmektedir.
6. şekilde sıvı fazın halka şeklinde bulunması ve ortada buhar fazın yükselmesi söz konusudur.
7. şekilde halka kesitin kalınlığı azalmış olup buhar fazında sıvı zerrecikleri bulunmaktadır.
8. şekilde sıvı fazı boru iç yüzeyini film gibi örtmüştür.
9. şekilde sıvı fazı kaybolmuş olup sıvı zerrecikleri ile buhar fazı karışık olarak yükselmektedir
10. şekilde tamamen buhar fazı oluşmuştur

4.9. Araştırma Gereksinimi ve Çalışmanın Amacı

Gıda endüstrisinde kullanılan ham maddelerin çoğunun yapısında yüksek oranlarda su bulunur. Koyulaştırma ve kurutma işlemi yapan tesislerde plakalı veya borulu buharlaştırıcılar yaygın olarak kullanılırlar. Geometrisi ne olursa olsun, herhangi bir buharlaştırıcının kapasitesi belirlenirken Newton soğuma yasası gereği

$$\dot{Q} = U.A.\Delta T \quad (4.48)$$

eşitliği kullanılır. Buradaki ifadelerin hepsi ısı geçişiyle ilişkilidir. Bunlardan sıcaklık farkı (ΔT) çalışma şartlarına bağlı olarak değişen bir büyüklüktür. Yüksek sıcaklık aralığında çalışıldığında yüzeylere gıda yapışması ve yanma gibi bazı sınırlamalarla karşılaşılmaktadır. Çok etkili vakum buharlaştırıcılarda, sıcaklık farkı mümkün olduğu kadar küçük tutulmak zorunudur. Örneğin su için 100-10 kPa basınç aralığına karşılık gelen 100-45 °C sıcaklık farkını etki sayısına bölünmesi sonucu oldukça küçük sıcaklık farkları ile çalışılması gerekmektedir.

Alanı arttırmak yöntemlerden bir tanesidir. Özellikle plakalı buharlaştırıcılarda bu yöntem çok sık başvurulmasına karşın burada da plakaların temizlenmesinde zorluklar yaşanmaktadır. Ayrıca alanın artmasıyla kullanılan malzemenin miktarı da artacak ve bu da maliyet olarak yansımaktadır. Borulu tip buharlaştırıcılarda kullanılan yüzey arttırma yöntemlerinden biride büyük çaplardaki boruları kullanmaktır. Fakat bunun içinde yüksek miktarlardaki kütleli debi ile sisteme ham maddenin girmesi gerekmekte ve bunun doğal sonucu olarak ta film kalınlığı artarak ve ısı geçişi kötüleşmektedir. Bu ikilemleri ortadan kaldırmak için optimum bir çözüme ihtiyaç duyulmaktadır. Yani daha az alan kullanarak aynı ısıyı kullanabileceğim alan belirlenmelidir.

Çift fazlı akışlarda ısı taşınım katsayısı diğer durumlara göre daha yüksektir. Fakat burada işletme masraflarında artışa neden olunmaktadır. Bu problemde şimdiye kadar çözülmüş değildir.

Görüldüğü üzere bir buharlaştırıcı tasarımı yapılırken birçok verilere ihtiyaç duyulmaktadır. İlâveten, buharlaşma olayı esnasında, konsantrasyona, akışkanın cinsine, sistemin çalışma şekline göre çok farklı özellikler oluşmaktadır. Bu sebeple buharlaşma olayında ısı geçişinin belirlenmesi için kolaylıkla yararlanabilecek tek bir ifade bulunmamaktadır. Bazı araştırmacıların [2, 3] yaptığı deneysel ve teorik sonuçlardan yararlanılmaktadır. Ancak son yıllarda bu iki çalışma konuya ışık tutması açısından önemlidir.

Bilinen büyüklükler yararlanarak minimum ısı geçiş yüzeyini kullanarak hedefe ulaşmak ve bu ilişkilerin ortaya çıkarılması için deney yapmanın gerekliliği ortaya çıkmaktadır. Gıda endüstrisindeki koyulaştırma proseslerinde konsantrasyona bağlı olarak bütün ısı geçiş mekanizması değişim karmaşık hale gelmektedir. O yüzden genel olarak bu tip proseslerde konsantrasyonu etkileyen en önemli parametrelerden üç tanesi kaynama sıcaklığı, ısı güç ve bu ısının nasıl geçiş edildiğidir.

Kaynama sıcaklığı özellikle çözeltilerde ve süspansiyonlarda çalışma sınırlarının belirlenmesinde ve yüzeyde yapışma ile yanma gibi problemlerinin ortaya çıkmasını etkileyen bir faktördür. O yüzden bu sıcaklığın konsantrasyonla değişimi bilinmelidir. Konsantrasyonun zamana göre değişiminin (batch sistemi) veya konsantrasyonun yerel değişiminin söz konusu olduğu sürekli akış rejimi şeklinde olabilmektedir. Örneğin havuz tipi kaynamada bu etki sürekli meydana gelmekte buna karşın plakalı ve borulu buharlaştırıcılarda ise zamana bağlı olan bu değişimin yerini boru yüksekliği almaktadır. Çünkü boru ne kadar uzun olursa bu süre de ona bağlı olarak değişmektedir. Bu etkilerin görülebileceği sistemler havuz kaynaması ve düşey akışta kaynamadır.

Konsantrasyona bağlı olarak değişen fiziksel özelliklerin ısı geçişine olan doğrudan etkilerini belirleyerek bir fonksiyon ifade edebilmek; esas araştırma hedefine ulaşmanın ilk basamağını oluşturmaktadır. Bu çalışmanın temel amacı, düşey borulu buharlaştırıcılarda, buharlaşma sonucu artan çözelti veya süspansiyon konsantrasyonları ile ısı geçiş hızı arasında bir matematiksel ifade bulmaktır. Bu yönde literatürde yapılan araştırmalarda yeterli ve kullanılabilir bir sonuç bulunamamıştır. Bu nedenle konsantrasyon değişiminin ısı geçişine olan etkisini genel olarak ortaya çıkarmak ve bu etkileri incelemek için çalışmanın amacına uygun olarak havuz kaynaması ve düşey akışta kaynamanın inceleneceği deney düzeneklerinin oluşturulmasına karar verilmiştir.

Bu çalışmanın hedefinde, buradan elde edilecek verilerle bir buharlaştırıcı tasarımı yapılabilecek bilgi alt yapısı hazırlamaktır.

BÖLÜM 5. DENEY DÜZENEKLERİNİN HAZIRLANMASI

5.1. Giriş

Literatürde çeşitli gıda ürünlerinin ısıtılması ve kaynatılması sırasında ısı geçişi le ürün konsantrasyonu arasındaki ilişkiyi veren yeterli sayıda teorik ve deneysel çalışma bulunmamaktadır. Mevcut olan çalışmalar ise, pratikte uygulanabilirliği olmayan tamamen tecrübe ve gözlemlere dayanan yaklaşık çözüm veren bağıntılardır.

Bu çalışmada teorik olarak sıvı-buhar faz değişiminin olduğu buharlaşma proseslerindeki havuz tipi kaynama ve düşey akışta kaynama olayları incelenmiştir. Bu inceleme iki aşamada ayrı ayrı yapılmış ve havuz tipi kaynamada atmosfer basıncı, düşey akışta kaynamada ise vakum şartlarında yapılan bir deneysel çalışma ile gerçekleştirilmiştir.

Yapılan deneysel çalışmayla sıcaklık ve konsantrasyon etkileri bir arada ele alınmış ve konsantrasyonun ısı geçişi ile olan değişiminin kapsamlı olarak incelenmesi amaçlanmıştır. Bunun için ihtiyaç duyulan birbirinden farklı deneysel çalışmalar yapılmıştır.

5.2. Durgun Akışta Kaynama İçin Deney Düzeneği

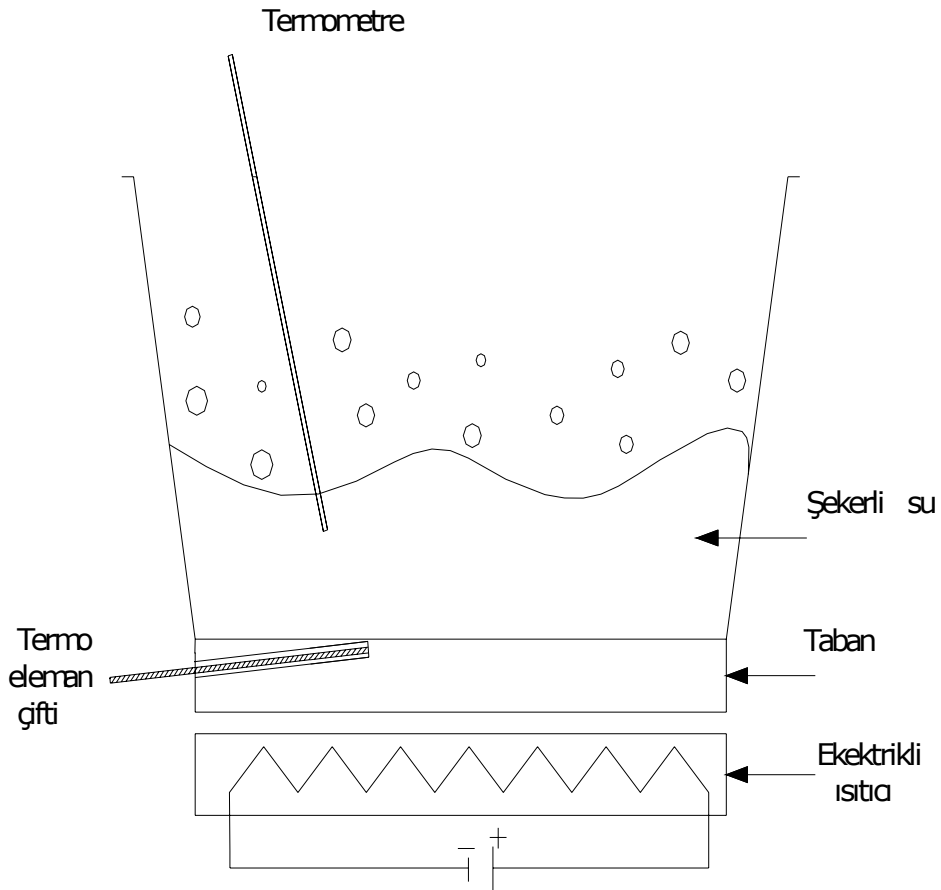
5.2.1. Deneyde kullanılan donanımlar

Çalışmanın bu kısmında, nispeten daha yüksek konsantrasyonlara sahip olan şekerli su çözeltilerinin ısı geçişinin incelenmesi amaçlanmıştır. Atmosfer basıncında şekerli su kaynama prosesleri gıda sektöründe, bütün şekerli gıda maddelerinin üretiminde yaygın olarak kullanılmaktadır. Diğer taraftan, şeker konsantrasyonuna bağlı olarak

fiziksel özellikler önemli ölçüde değiştiğinden deneylerde şekerli su çözeltisi kullanılmıştır.

Bu deneysel çalışma için şekerli su çözeltisinin içerisinde belli bir konsantrasyonda bir kaba ve bu kabı ısıtmak için de bir ısıtıcıya ihtiyaç duyulacaktır. Çözeltinin değişen konsantrasyonda sıcaklığının değişiminin incelenebilmesi için bir termometreye, ayrıca ısıtma yüzeyi olarak kullanılan tabanının yüzey sıcaklığını ölçmek içinde bir termik çifte ihtiyaç duyulmaktadır.

Bu bilgiler ışığında oluşturulan deney düzeneğinin şekli Şekil 5.1'de görülmektedir. Deney düzeneği; çözelti kabı, elektrikli ısıtıcı, termometre ve termikçift'ten oluşturulmuştur.



Şekil 5.1. Durgun akışta kaynama deney düzeneği

5.2.2. Deneyin hazırlanması

Tasarımı gerçekleştirilen deney düzeneğinin kullanıma hazır olduğunun anlaşılması için sağlanması gereken şartlardan sonra deneylerin yapılabilirliği anlaşılmaktadır. Bu koşullar şunlardır.

- Tekrarlanabilirlik : Sistemde sürekliliğin sağlanması.
- Ölçülebilirlik: Deneylerin her safhasında ölçülebilecek ana parametrelerin, kütle, zaman, sıcaklık, konsantrasyon gibi herbiri için ölçüm imkânının sağlanması.
- Değerlendirilebilirlik: Ölçülen değerler vasıtasıyla çalışmanın ana konusu olan ısı geçişi miktarının hesaplanabilir olması ve yapılan deney sonuçlarının irdelenebilmesi.

5.2.3. Deney prosedürü

Bu düzende süre, kütle ve sıcaklıklar ölçülmüştür. Bu verilerin yardımıyla sıcaklıklara bağlı olarak kütle değişim hızları ortalama olarak hesaplanmıştır. Yapılan deneyler sonucunda, kütle değişim miktarı 30 dakikalık buharlaşma miktarları için gravimetrik olarak belirlenmiş ve bu süre içerisinde faz değiştiren miktar bulunmuştur. Buharlaşma için gerekli ısı:

$$\dot{Q}_b = \dot{m} \cdot i_{sb} \quad (5.1)$$

eşitliği ile hesaplanmıştır. Burada, ortalama kütle değişim hızı,

$$\dot{m} = \frac{dm}{dt} \cong \frac{\Delta m}{\Delta t} \quad (5.2)$$

bağıntısı kullanılarak bulunmuştur. Diğer taraftan termik çift ve termometre ile yapılan sıcaklık ölçümleri sonucunda yüzey ve kaynama sıcaklıklarının (T_y ve T_k) buharlaşma süresince değişimi de incelenmiştir. Newton'un soğuma yasası gereği taşınımıyla olan ısı geçişi aşağıdaki şekilde ifade edilebilir.

$$\dot{Q}_t = h.A.(T_y - T_k) \quad (5.3)$$

Diğer taraftan bu koşullar için,

$$\dot{Q}_t = \dot{Q}_b + \underbrace{\dot{Q}_{kyp}}_{ihmal} \quad (5.4)$$

olup \dot{Q}_{kyp} değeri için; laminer doğal konveksiyon düşey levhada yapılan hesaplar sonucu $\dot{Q}_{kyp} = 17$ W olarak bulunmuştur. Bu ise buharlaşma ısısının %3-4'ü olduğu için ihmal edilebilir olduğundan,

$$\dot{Q}_b = h.A.(\Delta T) \quad (5.5)$$

bağıntısı yazılabilir. Denklem (5.5) 'de yüzey ve akışkan sıcaklıkları zamanla farklılık gösterdiğinden her ikisinin de aritmetik ortalaması alınmıştır. Yüzey alanı A ise sabittir. Böylece ısı akışı,

$$q = \frac{\dot{Q}_b}{A} = h.\Delta T \quad (5.6)$$

bağıntısından hesaplanabilir. Konsantrasyon miktarı ise şeker ve su kütlelerinin yardımıyla aşağıdaki gibi hesaplanabilir.

$$C_{\text{ş}} = \frac{m_{\text{ş}}}{m_{\text{ş}} + m_{\text{su}}} = \frac{m_{\text{ş}}}{m_{\text{tpl}}} \Rightarrow m_{\text{ş}} = m_{\text{tpl}} C_{\text{ş}} \quad (5.7)$$

$$C_{\text{ş}} + C_{\text{su}} = 1 \quad (5.8)$$

Deney başlangıcındaki ve bitişindeki konsantrasyon (C) değerleri buharlaşmadan dolayı sürekli artar ve bu nedenle ilk ve son değerlerin ortalaması alınmıştır. Deneyler için seçilen şekerli su çözeltisi endüstriyel gıda üretiminde şeker üretimi, üzüm, elma ve armut pekmezleri gibi ürünlerin üretim şekillerine benzerlik göstermektedir. Bu çözeltiler için ön giriş şıra konsantrasyonları 0,2-0,3 arasında olup çıkışta bu değer yaklaşık 0,7 dir.

Endüstriyel işletmelerde kullanılan buharlaştırıcıların boyutlandırılmasında önem arz eden iki nokta vardır. Bunlar, geçebilen ısı akısı ve bunun için gerekli sıcaklık farkı ile olan ilişkidir. Süt ve bunun gibi sıcaklığa duyarlı gıdalar için ayrıca iç yüzey (duvar) sıcaklığı da önemlidir.

Yukarda bahsedilen ortaya konulabilmesi için literatürde önerilen matematiksel ifadelerden en kullanışlı olanı Jeschar [81]'ın ele aldığı eşitliktir. Bu eşitlikte maddenin kaynama ve buharlaşması kabarcık buharlaşması şeklinde ise ısı akısı için aşağıdaki gibi üstel bir fonksiyon şeklinde önerilmektedir.

$$q = c.(\Delta T)^n \quad (5.9)$$

Burada n değeri saf maddeler için 2,5-5 arasındadır. c ve n büyüklükleri akışkana göre değişir ayrıca kullanılan malzemenin yüzey pürüzlülüğüne ve kazanın şekline bağlı olduğu belirtilmektedir. Bu tip kaynamalarda Nusselt sayısı aşağıdaki şekilde boyutsuz grupların fonksiyonu olarak verilir [96].

$$Nu = 0,1 \left(\frac{q.d}{k.T_{doy}} \right)^{0,67} \cdot \left(\frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0,16} \cdot \left(\frac{\Delta i \cdot d^2}{a_s^2} \right)^{0,37} \cdot \left(\frac{a_s^2 \cdot \rho_s}{\sigma \cdot d_a} \right)^{0,35} \cdot Pr^{-0,16} \quad (5.10)$$

Görüldüğü üzere bu bağıntı çok karmaşık bir yapıya sahip olup, kaynamada ısı geçişini etkileyen kabarcık büyüklüğü ve yüzey gerilmeleri de fonksiyona dahil edilmiştir. Yapılan deneysel çalışma sonuçları [81] tarafından önerilen (5.9) eşitliğin kullanılması uygun görülmüştür

5.3. Düşey Akışta Kaynama İçin Deney Düzeneği

Deney düzeneğinde düşen film yüksekliğinin değiştirilebilmesi en önemli yenilik olduğu için boru boyunun değiştirilebilir olması amaçlanmıştır. Diğer taraftan kullanılan ham maddenin sıcaklığa duyarlı olması nedeniyle düşük sıcaklıklarda veya düşük basınçta çalışma gerekliliği vakum koşullarını oluşturma zorunluluğu getirmiştir. Ayrıca kullanılan borunun çapı da yüzeylerde yanma ve kirlenme

oluşumunu engellemek amacıyla 25 mm'den daha yüksek olarak seçilmesine dikkat edilmiştir. Yüzey alanının genişlemesi de daha ince film tabakalarının oluşumuna yol açmaktadır.

Yapılan deney düzeneğinde düşen filmlerde düşme yüksekliği incelendiği için boru boyu önemli bir parametre olarak ele alındı. Bu yükseklik sanayide kullanılan buharlaştırıcı borularında 2, 3 ve 6 m gibi değerlerdedir. Yapılan deneyler için laboratuvar imkanları da dikkate alınarak standart boru uzunluğu olarak bu değerlerden 3 m'lik boru uzunluğu üzerinde karar verildi. Sistemin yerden yüksekliği 5 m yatay olarak kapladığı mesafe 1,2 m kadardır. Bu deney düzeneği vasıtasıyla ısı geçişi ile konsantrasyon arasındaki bağıntı çeşitli düşme yükseklikleri (0,5-1-1,5-2-2,5 ve 3 m) için deneysel olarak incelendi.

Deney düzeneğiyle oluşturulacak buharlaşma sisteminde enerji ve kütle bilançosunun çıkarılabilmesi için, bazı büyüklüklerin bilinmesi gerekmektedir. Sisteme ilk giren sekerli su çözeltisine ham madde, buharlaştırıcıdan çıktıktan sonra daha yüksek konsantrasyondaki çözelti de ürün olarak tanımlanmıştır. Bunlardan ham maddenin giriş debisi, sıcaklığı ve konsantrasyonu gibi giriş büyüklüklerinin bilinmesi gerekmektedir. Aynı büyüklüklerin ürün içinde deney sonunda çıkış değerleri olarak ölçülmesi ve hesaplanması gerekmektedir. Ham maddenin giriş ve ürünün çıkış sıcaklığı ölçülen, ham maddenin debisi ve konsantrasyonu ile ürünün konsantrasyonu hesaplanması gereken büyüklüklerdir. Deneyler esnasında numune kaplarıyla ham maddenin ve ürünün konsantrasyonların hesaplanması amaçlanmıştır. Ayrıca, kütle ve enerji bilançosu vasıtasıyla da diğer bilinmeyen büyüklükler bulunabilir.

5.3.1. Deneyde kullanılan donanımlar

Yoğuşturucu: Ham madde içindeki suyun buharlaşan miktarının tekrar yoğuşturulduğu bölümdür. Yoğuşturucu olarak iç içe geçmiş silindir şeklindeki paslanmaz çelikten yapılmış iki silindirden ibaret olan bir eleman kullanıldı. Burada soğutma suyu şebekeden sağlanır ve ısındıktan sonra yoğuşturucuyu üstten terk ederek dışarıya atılır. Buhar giriş ve çıkışı yan taraflardadır (Resim 5.1.).



Resim 5.1 Yoğurturucu ünitesi

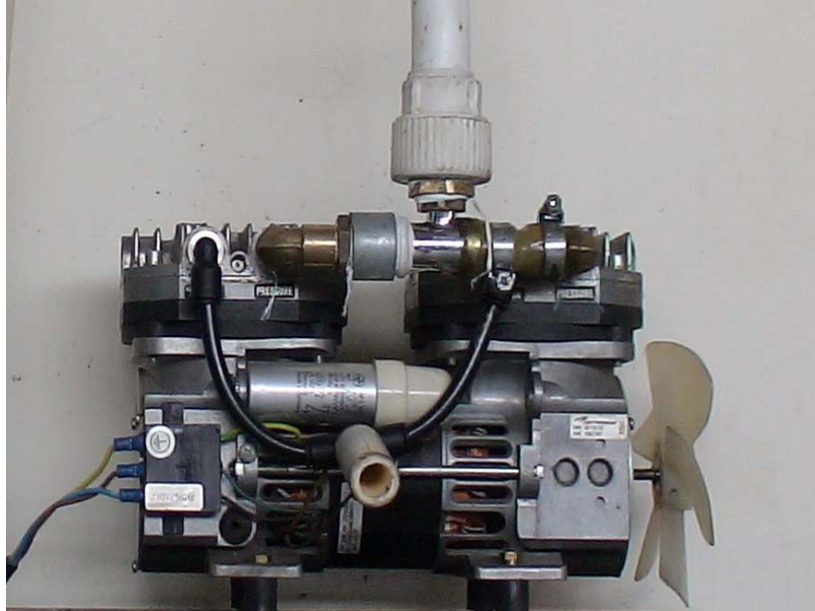
Ham madde vanası: Sisteme giren ham maddenin miktarının belirlenmesi için ana boru üzerine ayarlanabilir klapeli su vanası yerleştirildi. (Su vanası Resim 5.2’de gösterilmiştir). Bu vana açılarak sisteme giren akışkan miktarı litre mertebesinde hassas bir şekilde ölçüldü. Ayrıca vananın açılış durumuna göre ham maddenin sistemi ne kadar sürede terk ettiği bir kronometre yardımıyla belirlenmiştir.

Sisteme giren akışkan miktarı oluşturduğu film kalınlığından dolayı vakum değerini çok etkin bir şekilde etkiler. Bu yüzden burada çok hassas ayarların yapılması gerekir. Klapeli plastik bir vana kullanılarak debi miktarının duyarlı bir şekilde ayarlanması sağlanmıştır.



Resim 5.2. Plastik klapeli vana

Vakum pompası: Yapılan ilk çalışmalarda vakum enjektörü ile istenilen vakum değerleri sağlanamadığı için onun yerine vakum pompası kullanılmıştır. Vakum pompası hem vakum oluşturma hem de pompa görevi görebilecek özelliklere sahiptir. İlk olarak yapılan deneylerde vakum pompası hem vakum hem de su basma görevi yaptığı zaman, vakum değerinde belirgin oranlarda düşme gözlemlenmiştir. O yüzden sadece vakum elde etmek için kullanılması kararlaştırılmış ve böylelikle daha yüksek değerlere çıkmasına imkân sağlanmıştır.



Resim 5.3. Vakum pompası

Buharlaştırıcı: İçersinde ısıtıcı olarak rezistansların yer aldığı, içindeki akışkanın sıvı fazından buhar fazına geçişinin sağlandığı kapalı kübik bir hacimden oluşur. Buharlaştırıcıda kullanılan Rezistans gücü kademelere bölünmüştür. Buharlaştırıcı tankında her biri 10 kW olan 2 tane rezistans yer alır. Her rezistansta 3 ayrı devre vardır ve her biri ayrı olarak sigortalanmıştır. Böylelikle 3,33 kW ve bunun katlarında basamaklı olarak güç kullanma fırsatı elde edilmiştir.

Pompa: Başlangıçta 20 m basma yüksekliğine sahip çok güçlü bir pompa kullanılmıştır. Ancak kavitasyona girdiği için bu pompadan verim alınamamıştır. Bu nedenle daha düşük basma yüksekliğine sahip küçük bir çamaşır makinesi pompası kullanılmıştır (Resim 5.5.). Bu pompa kavitasyona girmeden istenilen vakum aralığında çalışmasını sağlamıştır. Kullanılan çamaşır makinesi pompası vasıtasıyla sistem yaklaşık 200-300 mmHg değeri arasında tutulabildi.



Resim 5.4. Çamaşır makinesi pompası

Bağlantı boruları ve toplama aparatı: Yapılan deneysel çalışmada farklı düşme yükseklikleri için ısı geçişi incelendiğinden, deney düzeneğindeki ana boruda yukarıdan aşağıya doğru artacak şekilde düşme yüksekliğini ayarlayan bir düzeneğe ihtiyaç duyuldu. Bu amaçla 1'er metreden 3 tane ve birbirine eklenmek suretiyle 1, 2,

3 m'lik deneylerde kullanılacak parçalar hazırlandı. bir ucu askı mekanizmasına bağlanan ve teleskop aparatı olarak adlandırılan parçaya bağlanacak olan bu toplama boruları Resim 5.5.'da gösterilmiştir.

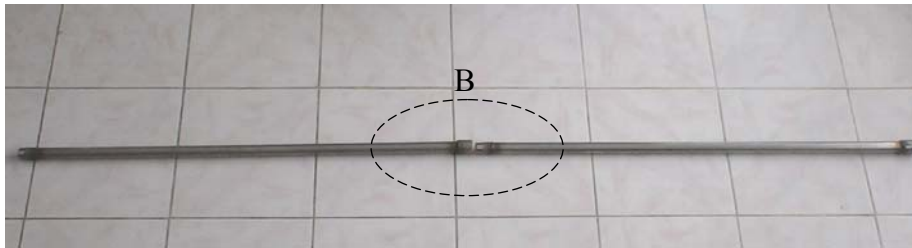


Resim 5.5. Her biri 1 m uzunluğundaki ürün toplama borularının oluşumunda kullanılan parçalar.

Çalışmalar sırasında düşme yüksekliğinin bir parametre olarak ele alınıp değiştirilebilmesi için (değişik düşme yükseklikleri için deney yapabilmek amacıyla) bu 3 ayrı boru sırasıyla kullanıldı. Bu boruların bir birine bağlanmasıyla 0 dan 3 m'ye kadar düşme yükseklikleri için borular elde edildi (Resim 5.6.a, b). Ürün toplama boruları konfigrasyonu Tablo 5.1'de gösterilmiştir.



Resim 5.6. a) Ürün toplama borusunun montajlanmış gösterimi.



Resim 5.6. b) Ürün toplama borusunun montaj noktasının gösterimi.

Tablo 5.1. Ürün toplama borularının konfigrasyonu.

Boru Adedi	Ölçüm aralığı(m)
1	0-1
2	1-2
3	2-3

boruların bir birine eklenmesi (Resim 5.6. b’de gösterilen B bölgesi) manşon–nipel bağlantısı ile yapıldı. Bu bölge aşağıdaki Resim 5.7.’de ayrıntılı olarak gösterilmiştir.



Resim 5.7. Boruların birbirine montajını sağlayan manşon-nipel bağlantısı.

Resim 5.6’de gösterilen ürün toplama borularından gelen ürünün toplanması için aşağıda yer alan Resim 5.8. ve 5.9.’da görülen toplama aparatı adı verilen parça yardımıyla sağlandı. Böylelikle 3 m’lik mesafede çalışma imkânı elde edildi.



Resim 5.8. Toplama aparatını oluşturan parçalar.



Resim 5.9. Toplama aparatının montajlanmış hali.

5.3.2. Düşey akışta kaynama deney düzeneği

Deney düzeneği Sakarya Üniversitesi makine laboratuvarında kurulmuştur. Yukarıda bahsedilen ekipmanların ve deney düzeneğinin genel görünümünün fotoğrafı Resim 5.10.'de yer almaktadır. Burada yer alan deney düzeneği parçaları şunlardır:

- 1) Buharlaştırıcı
- 2) Buharlaştırıcı çıkış borusu
- 3) Ham madde deposu
- 4) Ham madde giriş vanası
- 5) Vakummetre
- 6) Yoğuşturucuya gelen buhar borusu

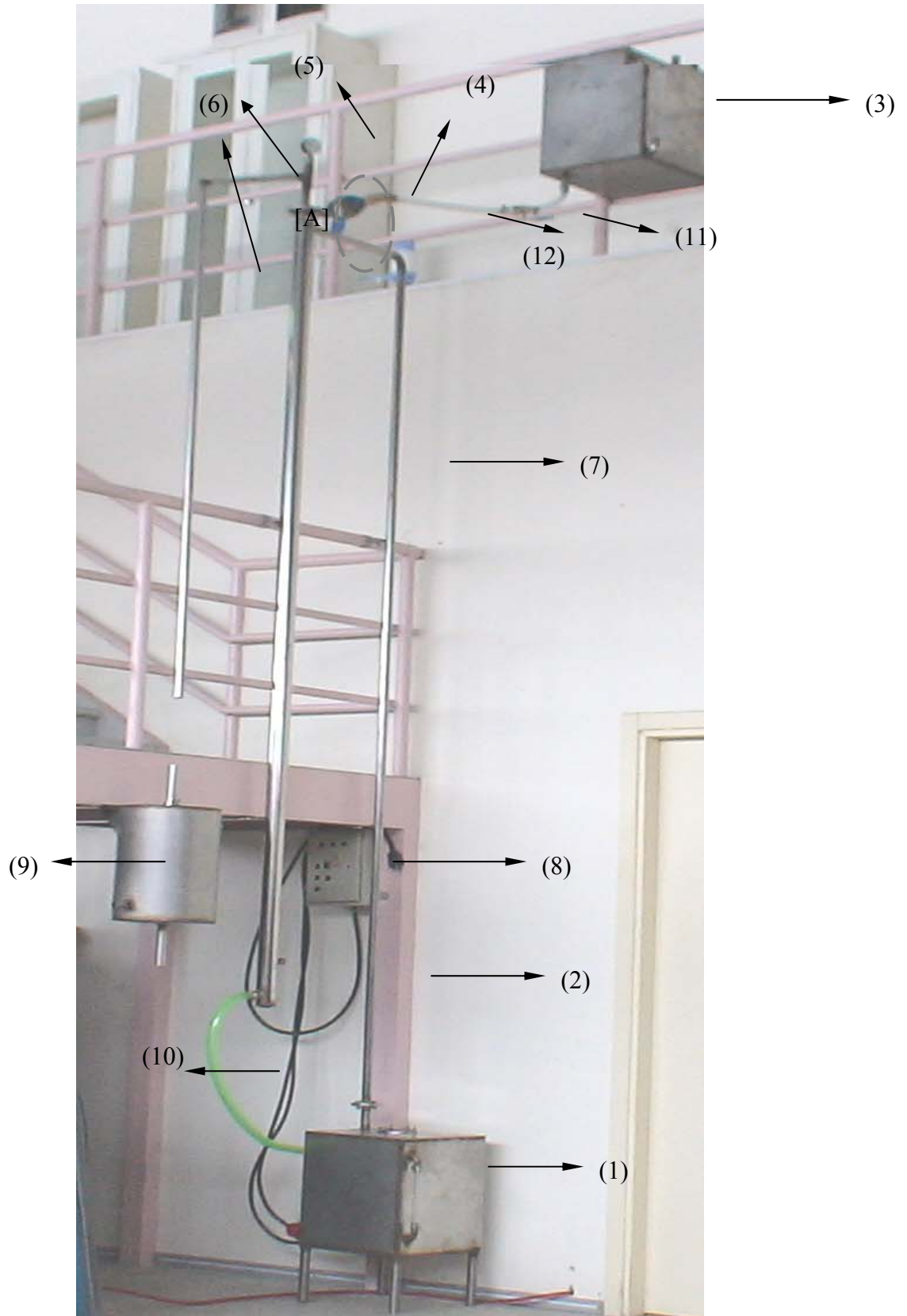
- 7) Dış boru
- 8) Elektrik sigortası
- 9) Yoğuşturucu
- 10) Kondens geri dönüşü
- 11) Açma-kapama vanası
- 12) Ham madde geçiş hattı

Deney düzeneğinin oluşturulmasında kullanılan malzemelerin listesi Ek B’de yer almaktadır.

5.3.3. Deney düzeneğinin testi

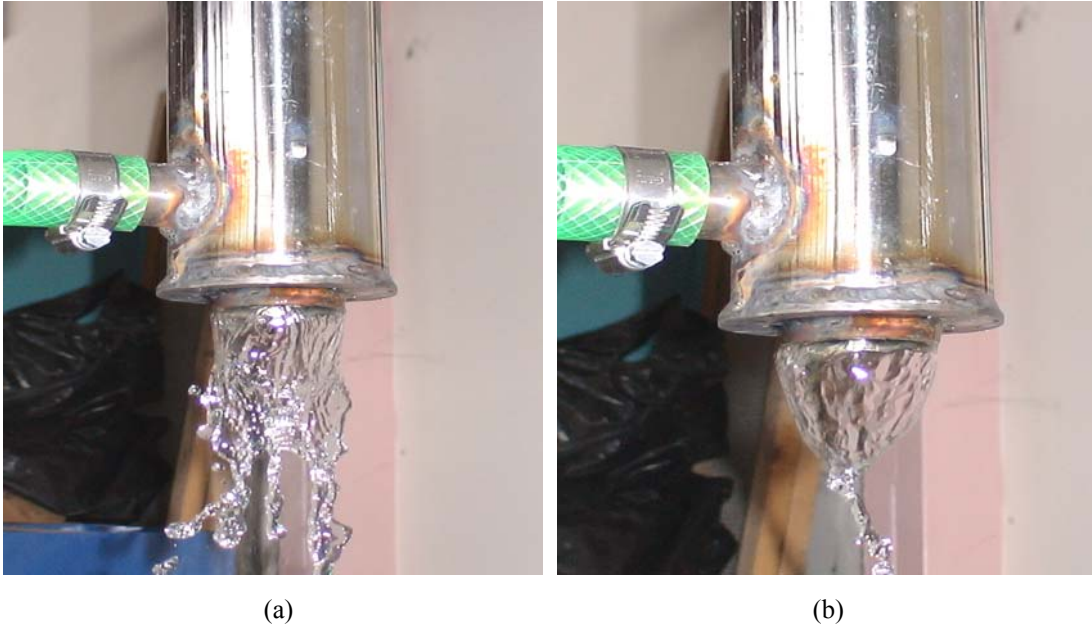
Oluşturulan deney düzeneğinde sistemin ilk olarak hazırlık deneyleri yapıldı. Bu deneyler sırasında su sızdırmazlık testleri izolasyonsuz olarak gerçekleştirildi. Testler sonucunda ürün deposundan dış boruya giden bağlantı hortumunda görülen su sızıntısı giderildi. Ayrıca ham madde giriş hattının bağlantısındaki sızıntı da kaynak yoluyla önlendi.

Ham madde dağıtım aparatının konik olan tarafının kenarlarında ana borunun iç yüzeyinde su akış film tabakasının oluşumunu kolaylaştırmak için çentikler açıldı.



Resim 5.10. Deney düzeneği.

Daha sonra depodan sisteme giren ham maddenin ana borunun iç yüzeyinde homojen bir şekilde dağılıp dağılmadığının kontrolü yapıldı. Bu amaçla akışkan olarak su kullanıldı. Aynı test imalat sırasında ve tatminkâr bir sonuç alınamamış olduğundan dağıtım aparatına montaj öncesi ilaveler yapılarak aparat genişletildi. Böylece sonraki denemelerde daha homojen bir dağıtım sağlandı. Daha sonra, eksen kaydırma, parça kopması gibi sistem bağlantılarından oluşabilecek hataları görmek amacıyla sisteme tekrar su verildi ve akışın homojen olduğu görüldü. Bu durum ile ilgili Resim 5.11’de yer almaktadır. Bu akis şartında yapılan ölçümler sonunda kütleli debi değerinin yaklaşık 200 kg/h olduğu ölçülmüştür.



Resim 5.11. Dış boru çıkışında akış durumları.

Böylece ham madde dağıtım aparatı sonrasında akışın homojen hale geldiği ve sistemin bu hattında deneme testlerinin olumlu sonuç verdiği anlaşılmıştır.

5.3.4. Deneyin hazırlanması

Oluşturulan deney düzeneğinin hazır hale gelip gelmediğinin anlaşılabilmesi için bazı koşulları sağlayıp sağlamadığı araştırıldı. Bu koşullar şunlardır:

— Tekrarlanabilirlik : Sistemde sürekliliğin sağlanması.

— Ölçülebilirlik: Deneilerin her safhasında ölçülebilecek ana parametrelerin düşme yüksekliği, kütle, zaman, kütleli debi, sıcaklık, konsantrasyon, basınç gibi her biri için ölçüm imkânının sağlanması.

— Değerlendirilebilirlik: Ölçülen değerler vasıtasıyla çalışmanın ana konusu olan ısı geçişi miktarının hesaplanabilir olması ve yapılan deney sonuçlarının irdelenebilmesi.

Bu koşulların makul ölçüde sağlanabildiği safhadan sonra mevcut deneylerin yapılabilir olduğu sonucuna varılmıştır. Burada ilk olarak, sızdırmazlığın sağlandığının anlaşılması için deneyler su ile gerçekleştirilmiştir ve daha sonra deney düzeneğinin çevresi 3 cm kalınlığında alüminyum folyo kaplı cam yünü ile sarılarak izolasyonlu olarak tekrarlanmıştır. Sisteme kütle ve enerji bilançoları uygulanarak istenilen veriler, ölçülen büyüklükler yardımıyla bulunmuştur.

5.3.5. Deney prosedürü

Hazırlık deneyleri tamamlandıktan ve sistem ana deneylerin yapılışına hazır hale getirildikten sonra sisteme şekerli su ham madde olarak belli bir konsantrasyonda doldurulmuştur. Ham madde deposuna düşük konsantrasyonda verilen şekerli suyun sistemdeki buharlaşmayı takiben yüksek konsantrasyonda toplanması sağlanmıştır. Daha sonra %3, 7, 13, 20, 30 gibi giderek artan konsantrasyonlar için aşağıdaki parametrelerin nasıl değiştiği ölçümler yapmak suretiyle ayrı ayrı bulunmuştur. Bu parametreler:

- Kütleli debi (\dot{m})
- Basınç (P)
- Düşme yüksekliği (h)
- Konsantrasyon (c)

olup ölçümleri aşağıdaki gibi yapılmıştır.

Kütleli debi ölçümü: Sisteme giren şekerli su çözeltisinin vakum pompasıyla ham madde deposu arasında geçen süre ve toplanan çözelti miktarı ölçülerek kg/h olarak bulunmuştur.

Basınç: Ana dış borunun üstünde ham maddenin sisteme girdiği yerde bulunan vakummetre yardımıyla doğrudan ölçülmüştür.

Düşme yüksekliği: Toplama borusu kullanılmadığı durumda bu yükseklik yoğuşma borusu yüksekliği olup 3 m dir. 1 m uzunluğundaki ürün toplama boruları yoğuşma borusu içersine aşağıdan itibaren önce 0,5 m girecek şekilde yerleştirilerek düşme yüksekliği 2,5 m olarak elde edilmiştir. Daha sonra toplama boruları eklenmek suretiyle yoğuşma borusu içersine yerleştirilen toplama borusu uzunluğu her seferinde 0,5 m artırılmış ve düşme yüksekliği için sırasıyla 2-1,5-1 ve 0.5 m olacak şekilde farklı yüksekliklerin elde edilmesi sağlanmıştır. Böylece 0-3 m arasında 0,5 m aralıklarla değişen düşme yüksekliklerinin elde edilmesi ile bu deneysel çalışmada düşme yüksekliğinin değişken bir parametre olması sağlanmıştır.

Konsantrasyon: Girişteki ham madde 104 °C sıcaklığındaki kurutma fırınına konmadan önce ve sonra tartılarak ölçülen değerler arasındaki oran hesaplanır ve böylece başlangıç konsantrasyonu hesaplanır. Çıkış ürününün konsantrasyonu da benzer işlemle hesaplanır. Her iki konsantrasyon hesabı yapılırken de Resim 5.12.'de görülen numune alma kapları kullanılmıştır.



Resim 5.12. Numune alma kabının başlangıç ve kurutma fırını sonrası hali.

Resim 5.13.'de görülen hassas tartı kullanılarak da kurutma fırını öncesi ve sonrası kütle miktarları bulunur. Bu parametrelerden başka deneylerin yapıldığı farklı zamanlarda ortam, ham madde ve ürün sıcaklıkları da ayrı ayrı termik çift kullanılmak suretiyle ölçülmüştür.



Resim 5.13. Numune alma kaplarının tartıldığı hassas terazi.

5.3.6. Deney kontrol listesi ve test protokol örneği

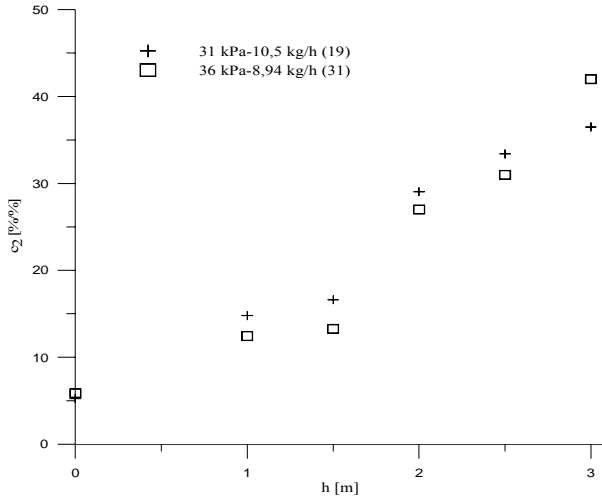
Deneyisel çalışma esnasında laboratuarda oluşabilecek fiziki veya teçhizata ait tehlikelerin yol açabileceği durumlar her zaman göz önüne alınmalıdır. Bu nedenlerden dolayı, deneye başlamadan, deney esnasında ve deney bittikten sonra uygulamacı tarafından bir takım güvenlik unsurlarına dikkat edilmesi gerekmektedir. Bu hususlar Ek C' de yer alan deney kontrol listesi ile belirlenmiştir.

Deney tesisatının kullanıma hazır olması için yapılan deneme testlerinden sonra kütle ve enerji bilançolarının yapılması için gerekli verilerin hesaplanmasına belli bir düzen içinde yardımcı olması amacıyla Ek D' de verilen test protokol örneğinden yararlanılmıştır.

5.3.7. Test deneyleri

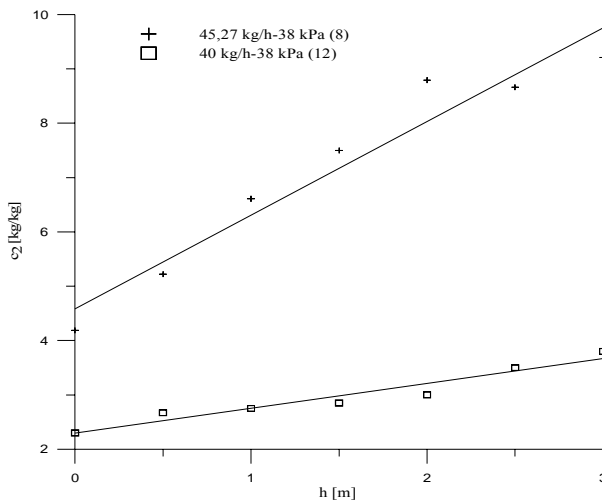
Yapılan test deneylerinin sonuçları verilen test protokol örneğinde görülen şekliyle formlara işlenmiş ve aşağıda örnekleri görüleceği gibi grafiklere dönüştürülmüştür.

Şekil 5.2.'de yapılan test deneylerinin birbirine yakınlığı göstermek için 19. ve 31. deney sonuçları aynı grafik üzerinde gösterilmiştir. Benzer grafikler 50 ayrı grup deneyindeki diğer farklı ikişer deney içinde çizilebilir. Bu grafikler daha öncekilere benzerdir.



Şekil 5.2. Aynı şartlardaki konsantrasyon değişimini yükseklikle ilişkisi.

Bu grafik yardımıyla deneylerin tekrarlanabilir olduğu anlaşılmıştır. Bu grafikte görülen ve lineer olarak kabul edilebilecek bağıntı Şekil 5.3.'de birbirinden farklı debi, basınç, konsantrasyon şartları için bir başka deney çiftine (8-12) karşılık gelmek üzere gösterilmiştir. Bu grafik üzerinde de değişimin lineer kabul edilmesi ile çizilen doğrunun eğiminin daha öncekine yakın olduğu anlaşılmaktadır.



Şekil 5.3. Farklı şartlardaki konsantrasyon değişimini yükseklikle ilişkisi

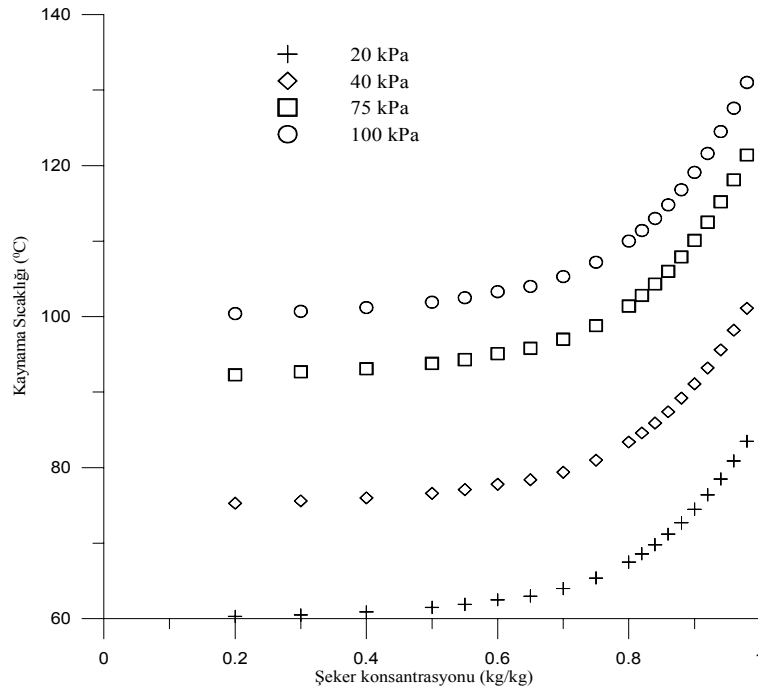
DeneYlerde kullanılmak üzere hazırlanan protokol örneği Ek E' de boş olarak ve doldurulmuş haliyle yapılan bir deneyin sonuçları için örneklendirilmiştir. Yapılan deneysel çalışmada 326 tane deney protokol formu doldurulmuş ve 20 kadar da kontrol deneyleri yapılmıştır. Böylesine tekrarlanabilirlik deneylerinden daha da elde edilmiş ve bunlardan sonra deney sonuçlarından elde edilen değerlerinin hesaplanmasına geçilmiştir.

BÖLÜM 6. DENEYSEL SONUÇLAR

6.1. Durgun Akışta Kaynama

6.1.1. Kaynama sıcaklığı ve matematiksel modelleme

Ancak bu çalışmanın amacına uygun olarak, ilgili ilişkinin matematiksel olarak ifade edilmesi kolaylık sağlayacağı için, her hangi bir doyma basıncına karşılık gelen ve konsantrasyona bağlı kaynama sıcaklığını veren bir ampirik ifade bulunması amaçlanmıştır. Bu amaçlı literatürde [95] şeker endüstrilerince genel geçerliği olan sonuçlardan Şekil 6.1. elde edilmiştir.

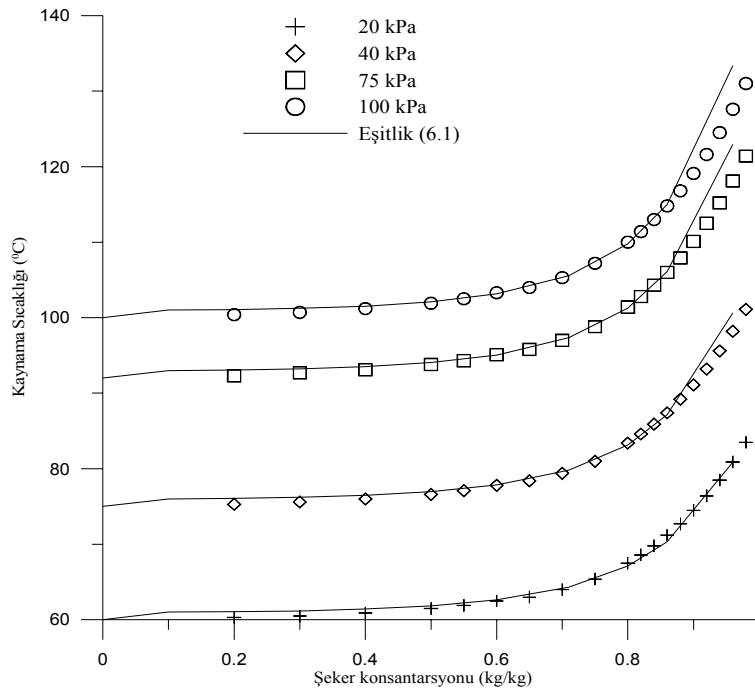


Şekil 6.1. Farklı basınç değerleri için kaynama eğrisi

Elde edilen bu grafikten kaynama sıcaklığı ile şeker konsantrasyonuna arasında 6.1. bağıntısı [14]

$$T_k = T_{doy} + (cT_{doy} / 2.1)^{c^{2,1}} \quad (6.1)$$

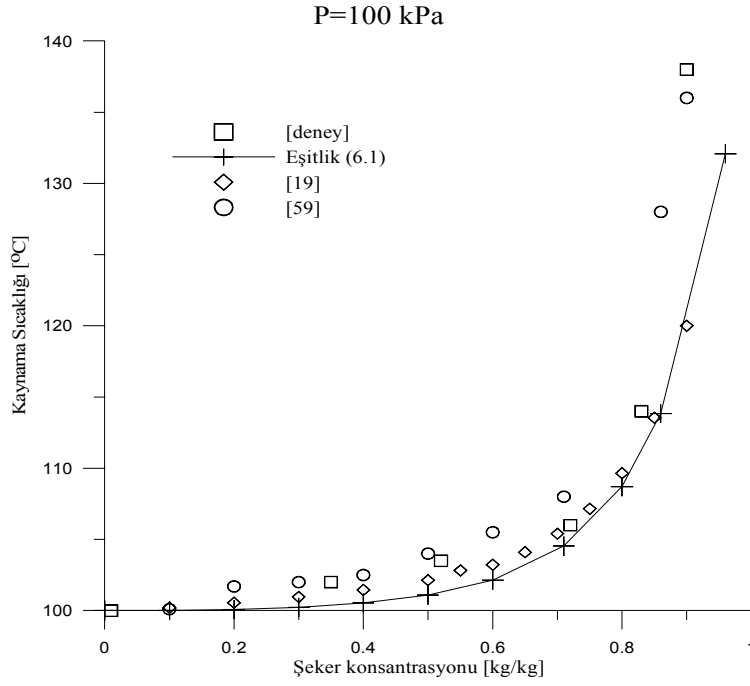
elde edilmiştir. Bu eşitlikteki şeker konsantrasyonun ve verilen basınçtaki doyma sıcaklığının yerine yazılmasıyla kaynama sıcaklığı kolaylıkla bulunabilir. Nümerik modelleme ve simülasyon çalışmalarında kullanılmak üzere, yukarıdaki grafikte verilen polinom, konsantrasyona bağlı ısı geçiş katsayısı ilişkisini yeterli ölçülerde matematiksel olarak tanımlamaktadır. Bu ilişki Şekil 6.2.'de net bir şekilde görülmektedir.



Şekil 6.2. Farklı basınç değerlerindeki kaynama sıcaklığının 6.1. eşitliğiyle karşılaştırılması

Eşitlik 6.1.'de bulunan T_k sıcaklığı, çözeltinin ilgili doyma basıncındaki kaynama sıcaklığı olup, konsantrasyona bağlıdır. Bununla ilgili olarak literatürde, şeker endüstrisi tarafından da onaylanmış olan diyagramlar kullanılmaktadır [95]. Aynı grafik üzerinde literatürde elde edilen bütün bu veriler kullanılarak Şekil 6.3.'deki diyagram oluşturulmuştur. Diğer taraftan bu grafik üzerinde deneylerden elde edilen verilerde yer almaktadır. Grafikten de anlaşılacağı gibi bulunan bütün sonuçlar birbirine oldukça yakın çıkmaktadır. Böylece Şekil 6.3.'deki noktalardan geçen en

uygun eğri çizilebilir. Bu doğrudan elde edilen denklemde (6.1) doğruladığı görülmüştür.



Şekil 6.3. Eşitlik (6.1), [19, 59] ve deneysel sonuçlardan elde edilen kaynama sıcaklıkları

6.1.2. “n” katsayısının belirlenmesi

Bir önceki bölümde [81] tarafından önerilen (5.9) bağıntısındaki n sabitinin bulunması için q yerine deneyden elde edilen ısı akılarını, c yerine çözeltideki suyun konsantrasyonu ve (ΔT) sıcaklık farkı yerine de yüzey ile akışkanın kaynama sıcaklıkları kullanılarak n değerleri hesaplandı. “ n ” nin şeker konsantrasyonuna göre değişimi Tablo 6.1.’de verilmiştir.

Tablo 6.1. Sabit sıcaklık farkında (15 °C) hesaplanan “n” sabitinin konsantrasyona göre değişimi

C_s [kg/kg]	T_y [°C]	T_k [°C]	n [-]
0,25	116	101	1,29
0,35	116,5	101,5	1,30
0,5	117	102	1,30
0,7	120	105	1,29
0,8	125	110	1,31
0,9	135	120	1,31
(n)'nin ortalama değeri			1,3

Tablo 6.1.'de görüldüğü üzere n değeri için yaklaşık olarak 1,3 alınabilir. Böylece fonksiyonda kullanabilir bir n sabiti bulunmuş olur. Buradan yola çıkarak eşitlik (6.1) ifadesinde olduğu gibi su için değil de şekerli su için bir ifade bulunması hedeflendiğinden, n sabiti 1,3 alınıp ve c için çözültideki su konsantrasyonunu yazıldığında eşitlik (6.9)

$$q = k_1 \cdot c_{su} \cdot (\Delta T)^{1,3} \quad (6.2)$$

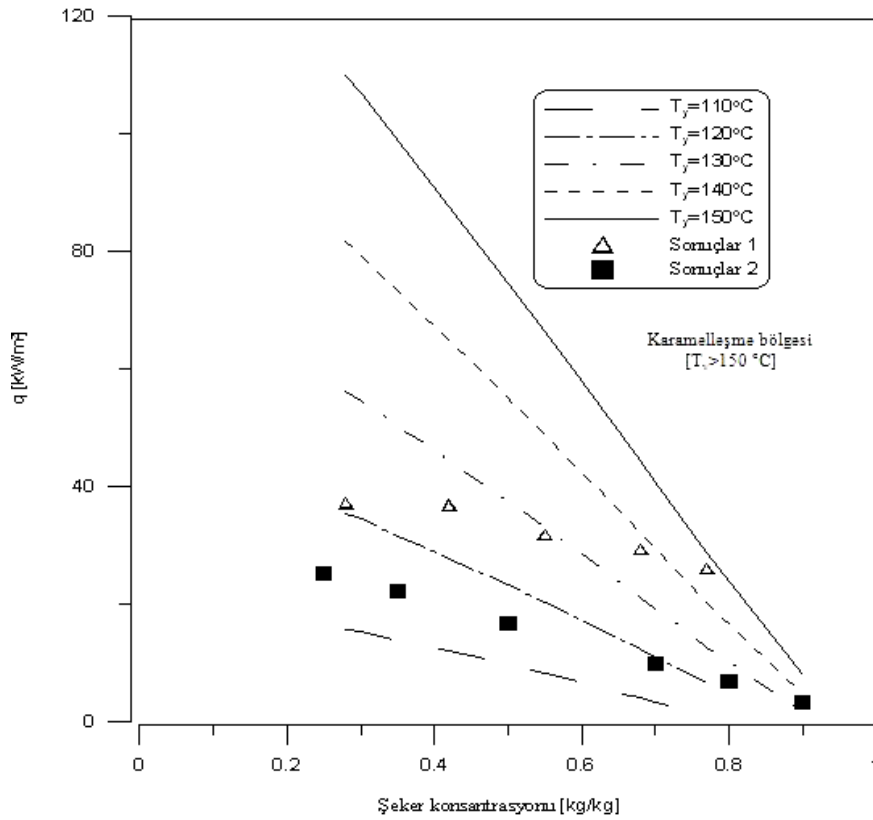
$$q = k_1 \cdot (1 - c_s) \cdot (\Delta T)^{1,3} \quad (6.3)$$

Şeklinde yazılabilir. Buradan yola çıkarak farklı konsantrasyondaki değerler için hesaplanan ısı akılarının değerleri ile deneylerden elde edilen ısı akılarını kıyaslamak için Tablo 6.2. oluşturulmuştur. Tablodaki bu değerler normal sonuçlardır, çünkü konsantrasyonun artmasıyla akışkanın viskozitesi, ve sınır tabaka kalınlığı ile ısı direnç artmaktadır.

Tablo 6.2. Şeker konsantrasyonuna dağılı olarak hesaplanan ve deneysel ısı akılarının karşılaştırılması

$C_{\text{ş}}$ [kg/kg]	T_y [°C]	T_k [°C]	q [kW/m ²] (Deneysel)	q [kW/m ²] (Hesap)	hata [%]
0,28	122	101,5	34,5	37	7
0,42	126	102,5	32,5	36	10
0,55	129	103,5	32	32	-
0,68	137	104,5	31	29	6
0,77	146	110	26	26	-

Yukarıdaki Tablo 6.2.'de görüldüğü üzere (6.1) eşitliği ile elde edilen değerler ölçüm sonuçları ile büyük ölçüde örtüşmektedir. Özellikle artan konsantrasyonlarda elde edilen küçük sapmalar (büyük örtüşme) burada yapılabilen sağlıklı sıcaklık ölçümlerinden kaynaklanmaktadır. Buradan yola çıkarak farklı konsantrasyon değerleri için deneysel ve hesap ısı akıları Şekil 6.4.'de karşılaştırılmıştır.



Şekil 6.4. Atmosfer basıncında durgun akışkan kaynamasında ısı akısının şeker konsantrasyonuyla değişimi

6.1.3. Buharlaşma ısı taşınım katsayısının bulunması

Buharlaşma için deneylerden elde edilen ısı akısı;

$$q = h_b (T_y - T_k) \quad (6.4)$$

şeklinde ifade edilebilir. (6.4) eşitliğindeki q ve T_k için daha önceden geliştirilen (6.1) ve (6.3) eşitlikleri yazılırsa aşağıdaki gibi olur.

$$h_b = k \cdot (1 - c_s) \left(T_y - \left(T_{doy} + \left(\frac{c_s T_d}{2,1} \right)^{c_s^{2,1}} \right) \right)^{0,3} \quad (6.5)$$

Sabit sıcaklık farkı için (6.5) eşitliğinden yararlanılarak Tablo 6.3 oluşturulmuştur. Kayıp ısıl güç yaklaşık 30 W olarak bulunmuştur. Bu değer kaba ısıtıcı plakadan geçen ısınn %5'i kadar olup enerji dengesinde göz önünde ihmal edilebilir bir miktar olarak kabul edilmiştir.

Tablo 6.3. Sabit sıcaklık farkında (15 °C) hesaplanan h ve q değerlerinin %25-90 konsantrasyon aralığındaki değişimi

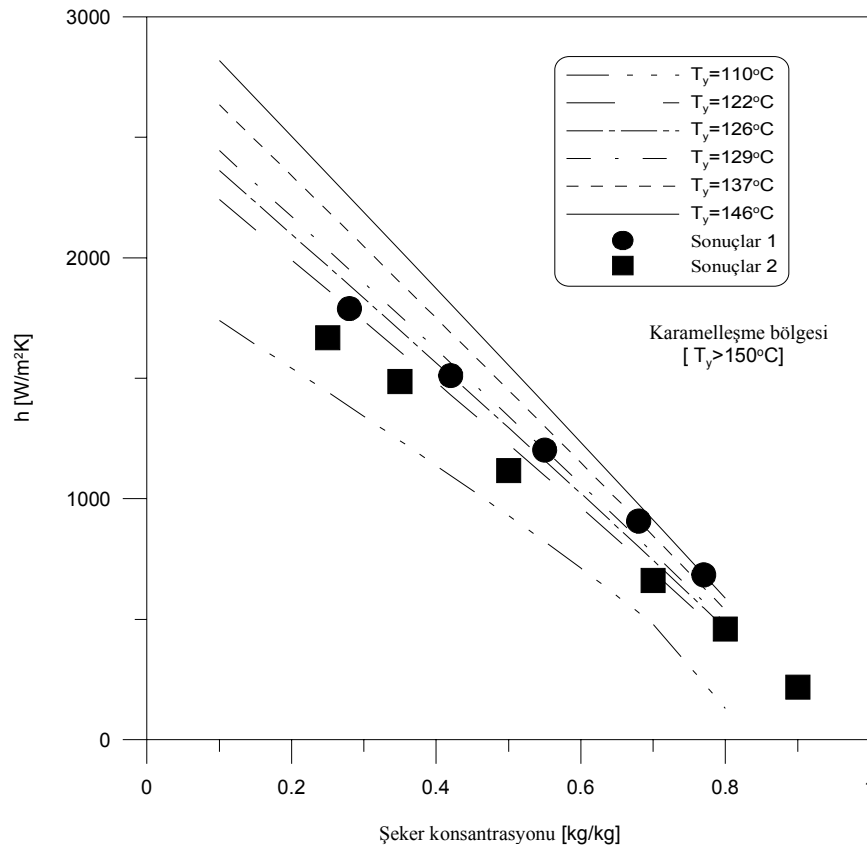
C_s [kg/kg]	T_y [°C]	T_k [°C]	q [kW/m ²]	h [W/m ² /°C]
0,25	116	101	25,1	1668
0,35	116,5	101,5	22,3	1486
0,5	117	102	16,8	1117
0,7	120	105	9,9	661
0,8	125	110	6,9	460
0,9	135	120	3,3	218

Farklı şartlar için ise deney sonuçlarından elde edilen değerler ise Tablo 6.4.'de yer almaktadır. Bu tabloda sıcaklık aralığı 120-150 °C seçilmiştir. Çünkü 150 °C'yi geğildiğinde karamelleşme oluşmakta ve ürün yüzeye yapışıp yanmaktadır. Genellikle endüstri uygulamalarında ısı kaynağı olarak doymuş buhar kullanılır. Bu

nedenle Şekil 6.5. ve 6.4.'de yüzey sıcaklıkları 150 °C' yi geçmeyecek şekilde yer almaktadır.

Tablo 6.4. Farklı sıcaklık ve konsantrasyon değerleri için (6.5) eşitliğiyle hesaplanan h değerleri

$C_{\text{ş}}$ [kg/kg]	T_y [°C]	T_k [°C]	q [kW/m ²]	h [W/m ² /°C]
0,28	122	101,5	34,5	1682
0,42	126	102,5	32,5	1382
0,55	129	103,5	32	1254
0,68	137	104,5	31	953
0,77	146	110	26	722



Şekil 6.5. Atmosfer basıncında durgun akışkan kaynamasında ısı taşınım katsayısının şeker konsantrasyonu ile değişimi

Çok sayıda tekrarlanan deney sırasında yapılan gözlemlerde, Eşitlik (5.10) da yer alan “d_a” kabarcık çaplarının düşük konsantrasyonlarda büyük ve seyrek olarak oluştuğu ve konsantrasyonun % 40 değerinden sonra daha küçük ve sık olarak

yüzeyin tamamına yayıldığı gözlenmiştir. Bir diğer deyimle kabarcık çapına bağlı olarak buhar filmi incelmektedir. Böylece artan konsantrasyona bağlı olarak ısı geçiş hızındaki değişim azalmaktadır.

Yüksek konsantrasyonlar (>%65) söz konusu olduğunda durum tekrar değişmekte ve buhar kabarcıklarının çözeltiliyi karıştırma etkisi azaldığı için ısı geçiş hızı gerilemektedir. Şekil 6.5.'de görünen %90-100 aralığında henüz deneyler yapılamamıştır. Bu aşamada kaynama olayı çok yavaşlamakta ve şekerin karamelleşmesi gözlenmektedir. Artık çözelti değil katı cisim davranışı söz konusu olmaktadır.

6.2. Düşey Akışta Kaynama (Buharlaştırma)

Kazan kaynaması için elde edilen sonuçların ardından düşey akış durumu içinde ısı geçiş mekanizmasının anlaşılması için dikey borulu düşen film buharlaştırma deney düzeneğinden elde edilen sonuçların yorumlanması yapıldı. Bir evaporatörün kapasitesini, her hangi bir ısı geçiş cihazında olduğu gibi,

$$\dot{Q} = U.A.\Delta T \quad (6.6)$$

şeklinde hesaplanır. Bu eşitlik çözülürken ilk önce tüm gerekli ısı miktarlarının hesaplanması gerekir. Bu yüzden evaporatöre gönderilen seyreltik çözelti (ham madde), seyreltik çözeltinin entalpisi, evaporasyon sırasında oluşan çözücü buharın konsantrasyonu, entalpisi ve buharlaştırma operasyonlarında çok sık kullanılan çözücü buhar olan suyun özelliklerinin bilinmesiyle kütle ve enerji dengesi yazılabilir (Şekil 6.6.).

$$\text{Tüm kütle dengesi} \Rightarrow \dot{m}_1 = \dot{m}_2 + \dot{m}_b \quad (6.7)$$

$$\text{Çözünen komponent dengesi} \Rightarrow \dot{m}_1.c_1 = \dot{m}_2.c_2 + \dot{m}_b.c_b \quad (6.8)$$

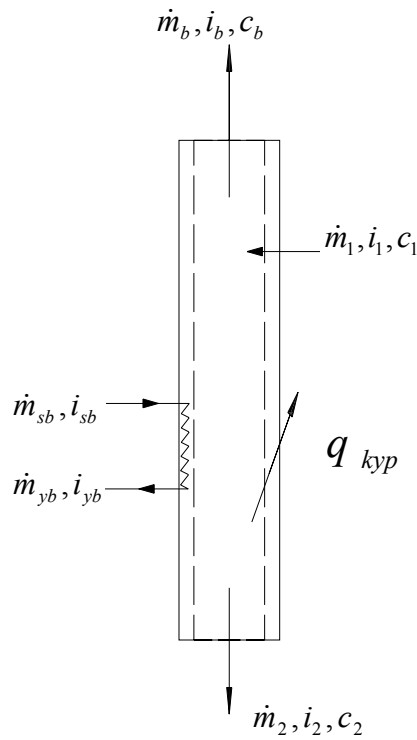
Giren ısı = Çıkan ısı + kayıplar

$$\dot{m}_1.i_1 + \dot{m}_{sb}.i_{sb} = \dot{m}_2.i_2 + \dot{m}_b.i_b + \dot{m}_{yb}.i_{yb} + q_{kyp} \quad (6.9)$$

$$\dot{m}_1 i_1 = m i_2 h_2 + \dot{m}_b i_b + q_{kyp} \quad (\text{iç boru için}) \quad (6.10)$$

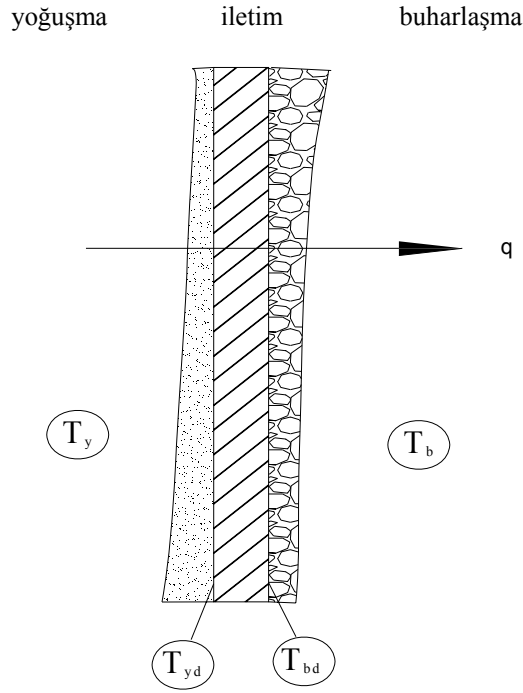
Yukarıdaki enerji ve kütle eşitlikleri yardımıyla hesaplanan \dot{m}_b ile o basınçtaki buharlaşma entalpisinden yararlanılarak ısı miktarı aşağıdaki şekilde hesaplanır.

$$\dot{Q} = \dot{m}_b i_{sb} \quad (6.11)$$



Şekil 6.6. Deney düzeneği için enerji ve kütle değerlerinin gösterimi

(6.11) ve (6.6) eşitliklerindeki ısılar bir birine eşit olduğu için U ve q değerleri hesaplanabilir. Deney düzeneğindeki ısı geçişinin daha iyi görülebilmesi için Şekil 6.7. oluşturulmuştur. Buradan geçen ısı akısı sabit olacağı için (6.12) eşitliği yazılabilir.



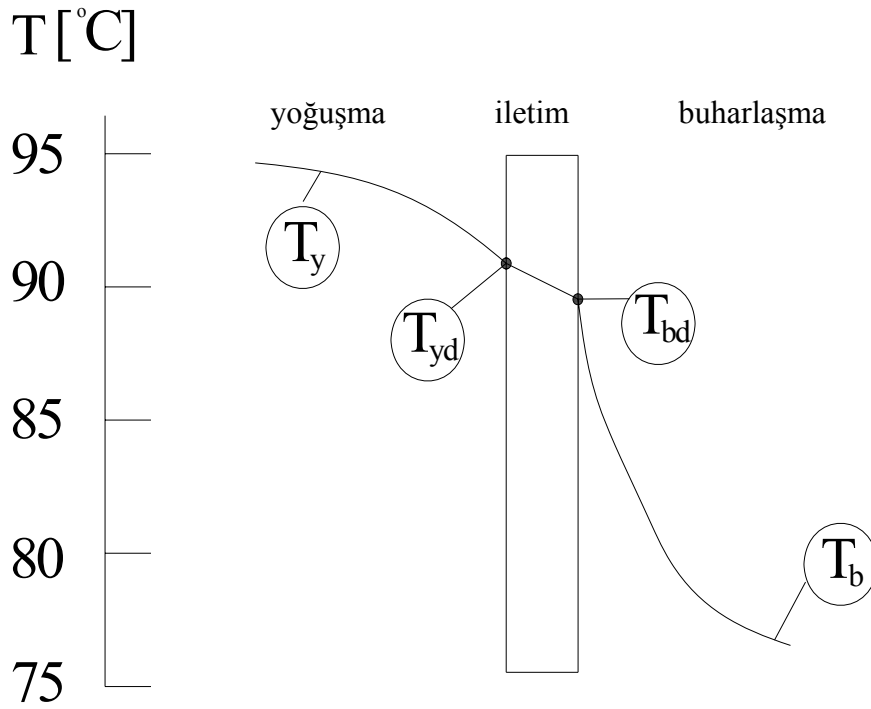
Şekil 6.7. Düşen film buharlaştırıcısı için ısı geçiş mekanizması

$$\frac{\dot{Q}}{A} = q = h_y \cdot (T_y - T_{yd}) = \frac{k}{d} (T_{yd} - T_{bd}) = h_b \cdot (T_{bd} - T_b). \quad (6.12)$$

(6.12) bağıntısından yoğuşmanın ve buharlaşmanın olduğu duvar sıcaklıkları (T_{yd} ve T_{bd}) hesaplanır. Tablo 6.5.'de bu sıcaklıkların ortalamasının düşme mesafesine göre değişimi yer almaktadır. Bu bilgilerin ışığında Şekil 6.8. oluşturulmuştur. Burada deneyler sırasında ölçülen sıcaklıklarla (T_y ve T_b) hesaplanan yüzey sıcaklıklarının değişimi görülmektedir. Bu grafik oluşturulurken ortalama değerler kullanılmıştır. Görüleceği üzere en büyük sıcaklık değişimi buharlaşmada meydana gelmiştir. Yoğuşmada nispeten daha az, iletimde ise 1-2 °C lik bir değişim meydana gelmiştir.

Tablo 6.5. Film düşme mesafesine göre yoğuşma ve buharlaşma yüzey sıcaklıkları

ort. T_{yd} (°C)	92,73	91,67	91,27	89,9
ort. T_{bd} (°C)	91,29	89,63	88,81	87,15
mesafe (m)	3	2,5	2	1,5



Şekil 6.8. Düşen film buharlaştırıcısı için sıcaklık dağılımı

Yapılan hesaplamalar sonucu elde edilen bütün deneylerdeki buharlaştırıcı yüzey sıcaklıklarını ortalaması mesafe azaldıkça sıcaklık azalmaktadır (Tablo 6.5.).

6.3. Düşey Akışta Kaynama Deney Sonuçlarının Tartışılması ve Parametrik Analiz

6.3.1. Toplam ısı geçiş katsayısı

Daha önce açıklanan (6.11) ve (6.6) denklemleri bir birine eşit olduğu için

$$U = \frac{\dot{m}_b \cdot i_{sb}}{A \cdot \Delta T} \quad (6.12)$$

şeklinde hesaplanabilir. Birbirinden farklı debi, basınç, konsantrasyon değerleri için farklı düşme yüksekliklerinde yapılan deneylerin genel görünümü aşağıdaki şekillerde verilmiştir. Burada kullanılan A yüzeyi borunun iç yüzeyi olup ısı geçişine

tam olarak katıldığı kabul edilmiştir. Ancak bu yüzeyin sıvı filmi tarafından tamamen ıslatılıp ıslatılmadığı bilinmemektedir.

Aşağıda yer alan 6.9. ila 6.20. arasındaki şekillerde toplam ısı geçiş katsayısının film düşme yüksekliğiyle değişimleri yer almaktadır. Daha önceden bahsedildiği üzere çalışmanın kapsamında kütleli debi, basınç, konsantrasyon ve yüksekliğin ısı geçişine etkisinin incelenmesi amaçlanmış ve bunun için aşağıdaki grafikler oluşturulmuştur. Bütün grafiklerde yatay eksenlerden bir tanesi film düşme mesafesi yani boru boyu düşey eksen olarak da toplam ısı geçiş katsayısı alınmıştır. Bu iki büyüklüğün arasındaki değişimi sırasıyla basınç, konsantrasyon ve kütleli debi parametreleri değiştirilerek bu parametrelerin etkisi incelenmiştir.

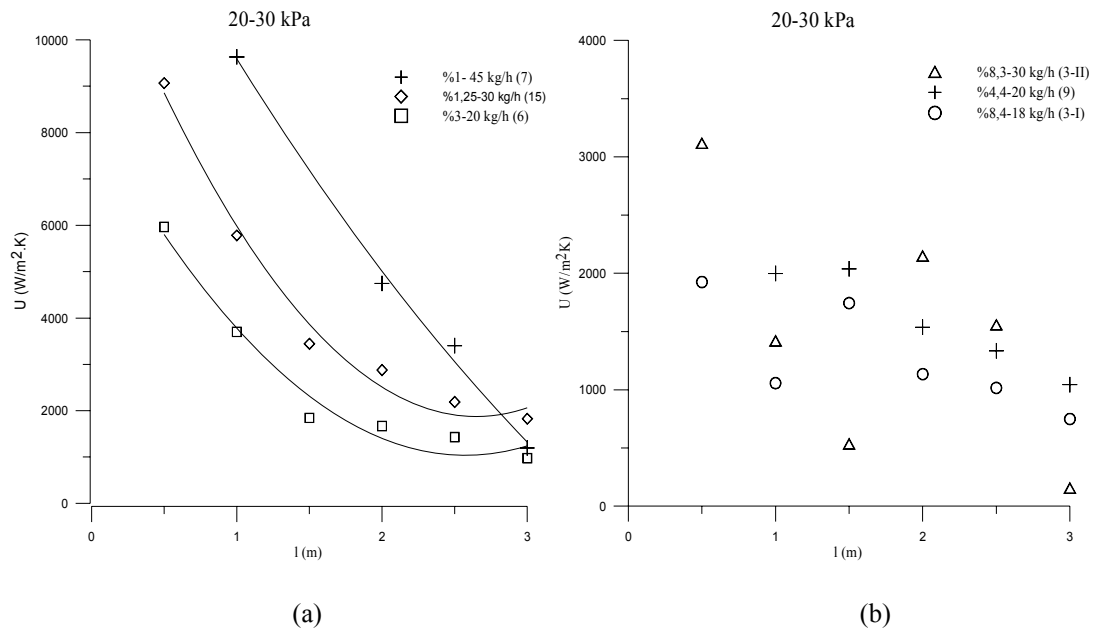
Bu grafiklerde parametrik analiz yapılırken sırasıyla basınç, kütleli debi ve konsantrasyon belli aralıklarda sabit tutulmuş ve bu değer aralıkları grafiklerin en üstünde açıklanmıştır. Grafiklerin üst köşelerinde ise grafiklerde kullanılan verilerin ait oldukları deneyin diğer değişkenlerinin aldığı deneyler ve parantez içersinde deney numaraları bilgi olarak yer almaktadır.

Genel olarak şekillere bakıldığında film düşme mesafesinin azalmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının büyük bir çoğunlukla arttığı görülmektedir. Debiler açısından bakıldığında kütleli debinin artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının arttığı, basınçlar açısından bakıldığında ise basıncın azalmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının arttığı ve konsantrasyonlar açısından incelendiğinde de konsantrasyonun düşük değerlerde olmasından dolayı çok büyük oranda toplam ısı geçiş katsayısını etkilemediği görülmektedir.

Aşağıdaki parametrik analizde yapılan deneylerle elde edilen 350'nin üzerinde deneysel veri yukarıda açıklanan sıra dahilinde göz önüne alınmış ve bunlardan kullanılabilir olanlar içinden her bir grafik için gerekli olduğu ölçüde grafiklerin elde edilebilmesinde yararlanılmıştır.

— Belli basınç aralıkları için:

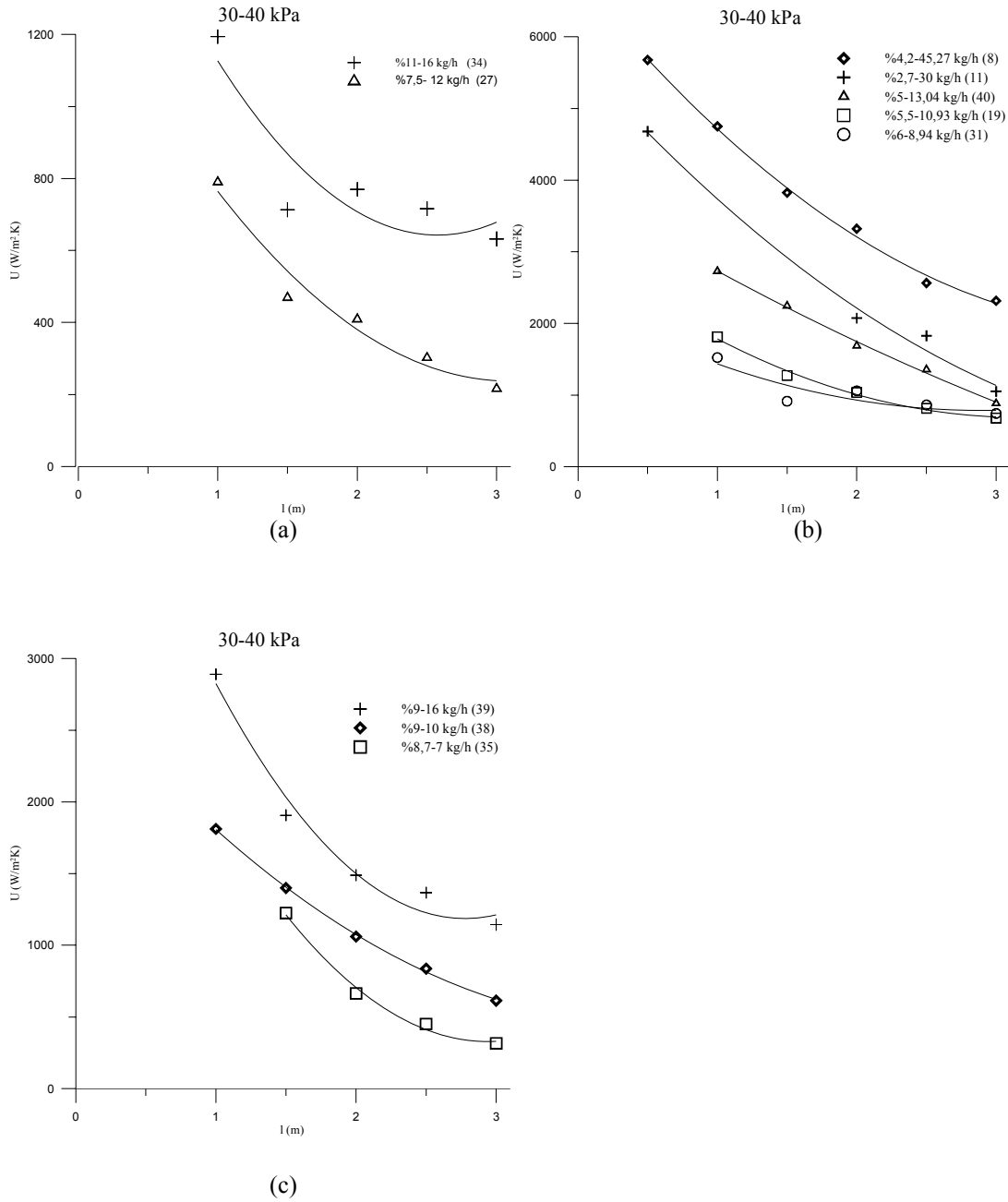
Şekil 6.9. ile 6.11. arasında belli basınç aralıklarında konsantrasyon ve kütleli debinin toplam ısı geçiş katsayısını üzerindeki etkisi yer almaktadır. Şekil 6.9. a ve b’de 20-30 kPa basınç aralığında toplam ısı geçiş katsayısı yükseklik değişimi incelenmiştir. Şekil 6.9.a.’da düşük konsantrasyonlar Şekil 6.9.b’de ise kısmen daha yüksek konsantrasyon aralıkları yer almaktadır. Şekil 6.9.a’ da kütleli debinin artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının arttığı görülmektedir. Şekil 6.9.b’ de daha karmaşık bir yapı görülmektedir. 3(II) ve 9 numaralı deneyler ele alındığında debinin yaklaşık 1,5 kat daha büyük olmasına karşın büyük bir farklılık olmadığı görülmektedir. Buna neden olarak 9 deneyindeki konsantrasyonun 3-II ye göre yarısı kadar olması gösterilebilir. Fakat 3-I ‘le 3-II deneyleri incelendiğinde, yani yakın konsantrasyonlarda kütleli debinin daha net bir şekilde görülmektedir. Bu deneylerde basınç ve konsantrasyon bir birine çok yakın olup, sadece kütleli debinin etkisi ele alınabilir.



Şekil 6.9. a,b. 20-30 kPa basınç aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

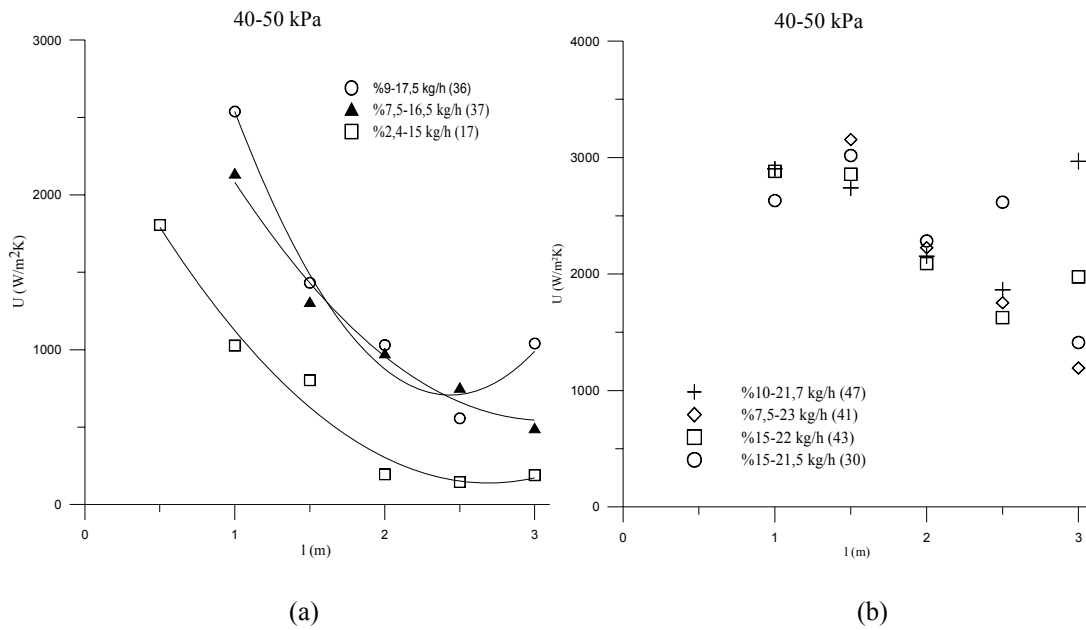
Şekil 6.10.a, b ve c de farklı basınç aralığındaki toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle etkileşimi yer almaktadır. Şekil 6.10.a’da seçilen deneylerde debinin artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının arttığı görülmüştür. Şekil 6.10.b’de ise birbirine çok yakın konsantrasyon değerleri için kütleli debinin etkisi yer

almaktadır. Burada hem basınç hem de konsantrasyon değerleri sabit alınabilir. Kütleli debinin artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısı da artmaktadır. Bu sonuçları desteklen baksa bir grafik de Şekil 6.10.c'de yer almaktadır. Burada da basınç ve konsantrasyon birbirine yakın olup kütleli debiyle toplam ısı geçiş katsayısı artmaktadır. Bu basınç aralığında diğer basınç gruplarına göre daha çok deney yapıldığı için buradaki veri sayısı daha fazladır.



Şekil 6.10.a,b,c. 30-40 kPa basınç aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Diğer bir basınç aralığındaki grafikler Şekil 6.11.a ve b de yer almaktadır. Şekil 6.11.a'de genel olarak kütleli debiyle birlikte toplam ısı geçiş katsayısı arttığı görülmektedir. Buradaki kütleli debi değerleri bir birine çok yakındır. 37 ve 36 numaralı deneylerdeki az miktardaki farkın nedeni konsantrasyon değerlerinin birbirine yakın olmasından kaynaklanabilmektedir. Ancak, 17 numaralı deneydeki kütleli debi değerleri yakın olmasına karşın konsantrasyon değeri çok daha küçüktür. Bu fark 17 numaralı deneyin toplam ısı geçiş katsayısı değerinin diğer deneylerden belirgin olarak ayrılmasını sağladığı görülmektedir. Şekil 6.11.b'de de Şekil 6.11.a'ya göre daha yüksek konsantrasyondaki deneyler daha yüksek kütleli debi değerleri için yer almaktadır. Buradaki sonuçların birbirine yakın çıktığı görülmektedir. Kütleli debi değerleri birbirine yakın olduğundan konsantrasyonlardaki farklılığın etkin rol oynamadığı görülmektedir.



Şekil 6.11.a,b 40-50 kPa basınç aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Genel olarak Şekil 6.9. ile 6.11. arasındaki şekillerle bakıldığında daha düşük basınç değerlerinde yani yüksek sıcaklık farklarındaki deneylerde elde edilen toplam ısı geçiş katsayısı değerinin daha yüksek olduğu görülmektedir. Basıncın azalmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının arttığı görülmektedir.

Deneilerin tamamı 8-45 kg/h kütleli debi aralığı kullanılmıştır. Buradaki sonuçlarda toplam ısı geçiş katsayısının kütleli debi ile arttığı belirlenmiştir.

Akışkan tarafından süpürülen yüzey alanı

$$A_x = \text{çevre} \cdot dx$$

$$= \pi \cdot d_{\text{boru}} \cdot dx$$

Diferansiyel düşme yüksekliği üzerinde meydana gelen bu ısı geçişi için geçerli olmaktadır. dx değişken olduğundan debi/çevre başlangıçta sabit bir değer olarak ele alınabileceği için önemlidir.

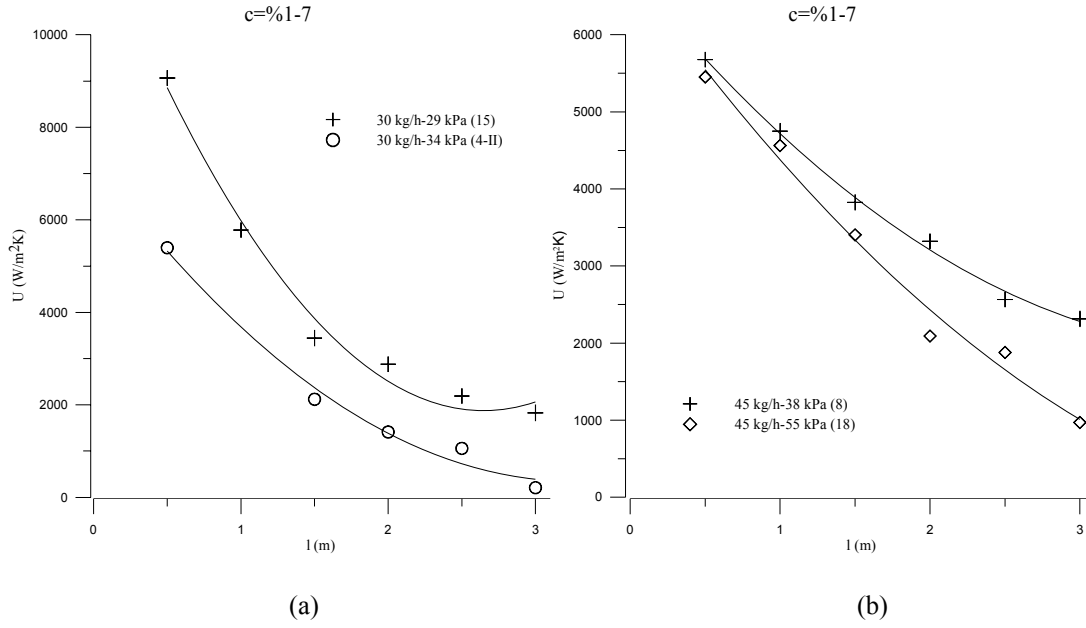
$$\dot{Q} = U \cdot A \cdot \Delta T$$

$$\int_1^2 d\dot{Q} = \int_1^2 U_x (\pi \cdot D) dx \Delta T_x$$

Buradaki sonuçlarla debinin etkisinin büyük olduğu görülmektedir. Bu etkinin ne derecede olduğunu görmek için kütleli debinin basınç dolayısıyla da sıcaklık üzerindeki etkisinin incelenmesi amaçlanmıştır. Bu nedenle konsantrasyonun sabit olduğu aşağıdaki grafikler oluşturulmuştur.

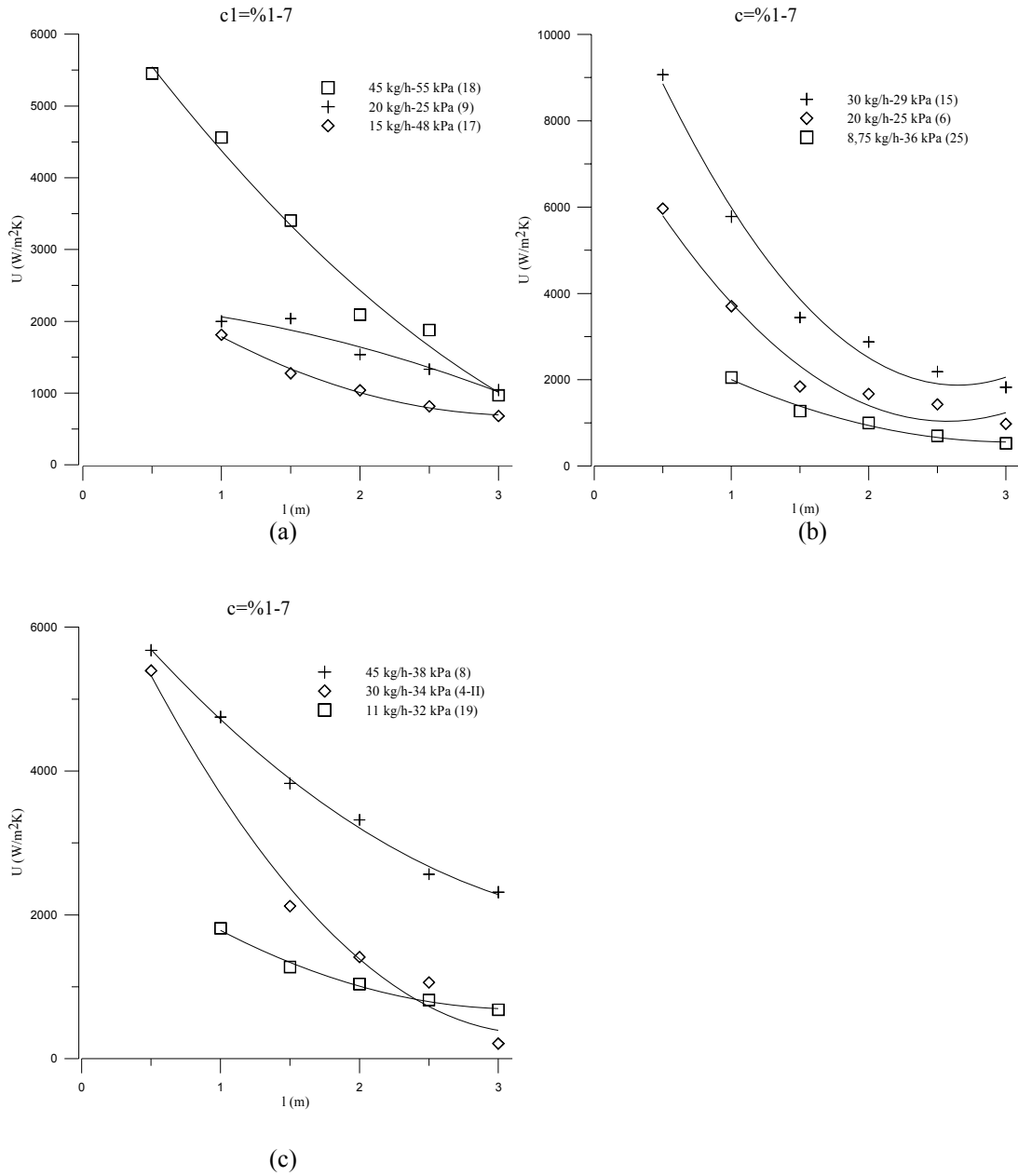
— Belli konsantrasyon aralıkları için

Şekiller 6.12. ile 6.16. arasında belli konsantrasyon grupları için basıncın ve kütleli debinin etkileri görülmektedir. Şekiller 8 ila 12 arasında en düşük konsantrasyon grupları yer almaktadır. Şekil 6.12.a ve b da aynı debi grupları için basıncın etkisi görülmektedir. Bu iki şekilde de basıncın artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının azaldığı görülmektedir. Şekil 6.12.b deki deney grubunun 6.12.a'ya göre daha yüksek kütleli debide olmasına karşın bu farkın toplam ısı geçiş katsayısına yansımadağı görülmektedir. Çünkü buradaki basınç değerleri daha düşüktür.



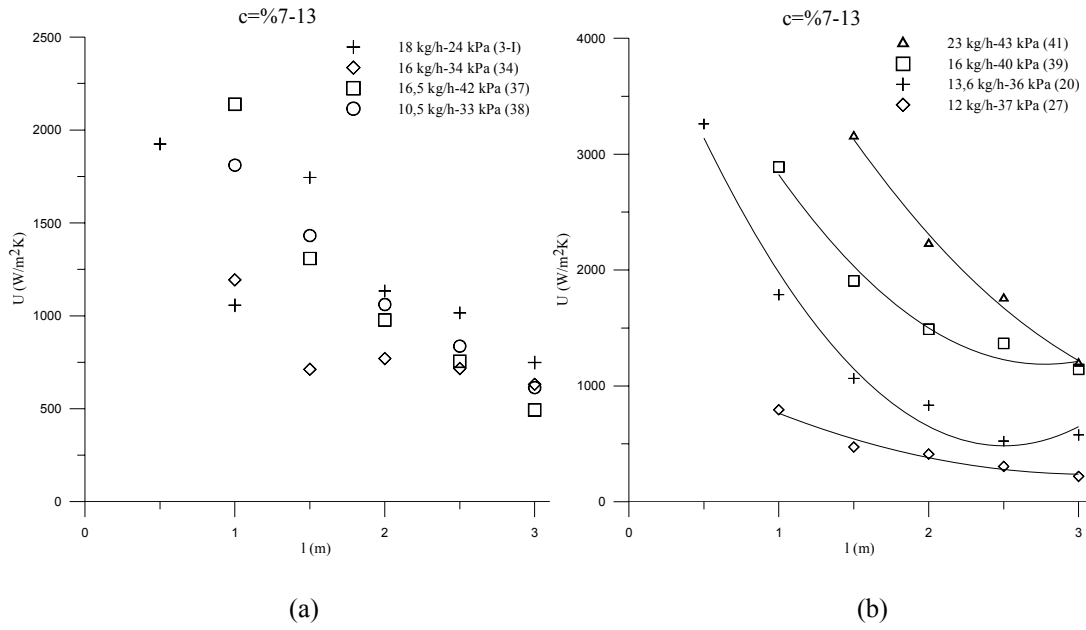
Şekil 6.12.a,b. %1-7 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Şekil 6.13.a, b ve c de debinin etkisi görülmektedir. Şekil 6.13.a'da kütleli debinin artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının arttığı görülmektedir. Şekil 6.13.b'de bu sonuçları destekler niteliktedir. Ancak buradaki eğriler daha düşük basınç değerleri için çizilmiştir. Bu nedenle buradaki toplam ısı geçiş katsayısı değerlerinin daha düşük çıktığı görülmektedir. Şekil 6.13.c'de bu sonuçları destekler niteliktedir. Fakat bu gruptaki deneyler arasındaki basınç farkları birbirine çok yakın olduğundan dolayı kütleli debilerdeki farkın sonuçlara tam yansımadağı görülmektedir. Şekil 6.13.c'den aynı basınç ve düşük konsantrasyon değerleri için kütleli debinin etkisi incelenebilir.



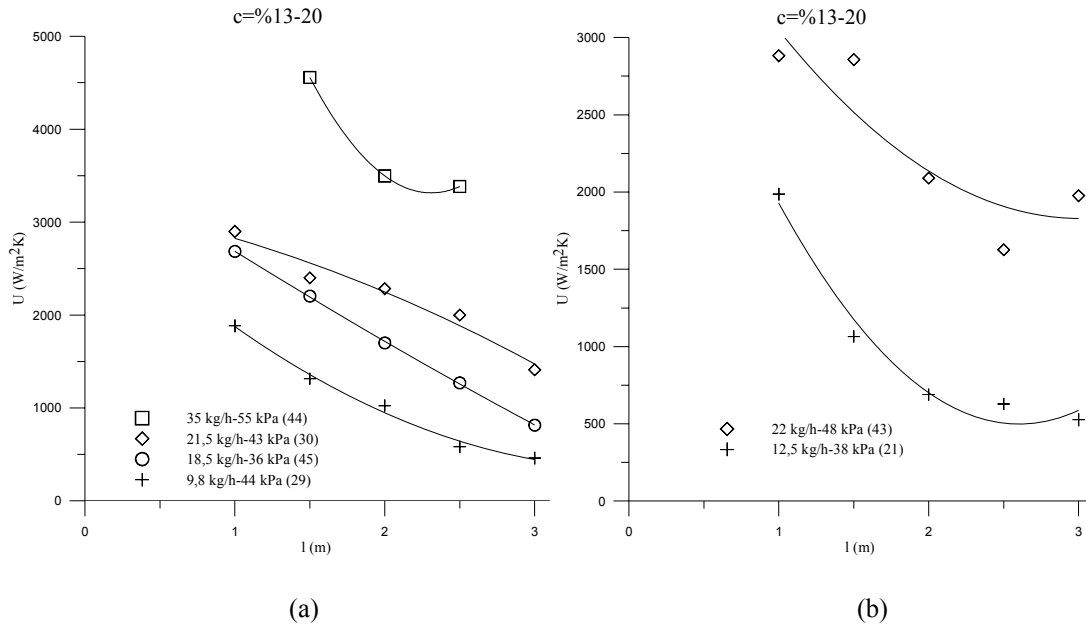
Şekil 6.13.a,b,c. %1-7 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Şekil 6.14.a ve b de farklı konsantrasyon aralıklarındaki deneyler yer almaktadır. Şekil 6.14.a de birbirinden farklı deney grupları yer almaktadır. Buradaki farklı basınç ve kütleli debi değerleri için elde edilen sonuçlarda toplam ısı geçiş katsayısında büyük oranda bir değişim olmadığı görülmektedir. Bu farkın kütleli debinin etkisini ortadan kaldırdığı görülmüştür. Şekil 6.14.b de ise kütleli debinin etkisi birbirine yakın basınç değerleri için açıkça görülmektedir. Artan kütleli debiyle toplam ısı geçiş katsayısının arttığı görülmektedir.



Şekil 6.14.a,b. %7-13 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

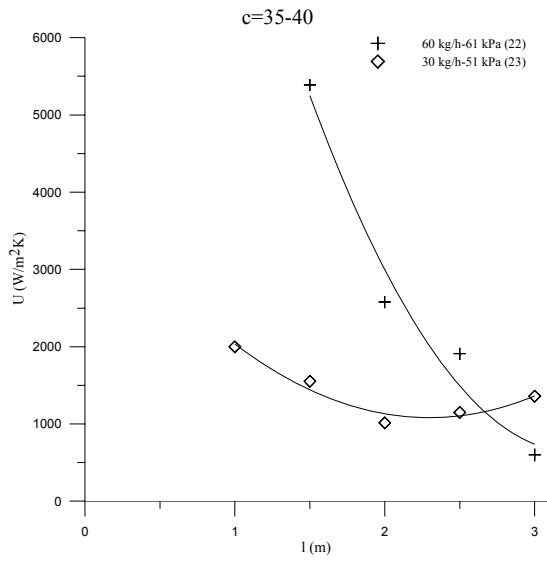
Şekil 6.15.a ve b de diğer bir konsantrasyon aralığındaki deney sonuçları yer almaktadır. Burada da kütleli debini artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısının arttığı görülmektedir.



Şekil 6.15.a,b. %13-20 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Aşağıdaki şekil 6.16.'da en yüksek konsantrasyon aralığındaki çalışmalar yer almaktadır. Bu çalışma yüksek konsantrasyon değerlerindeki etkiyi görmek için özel

olarak yapılmıştır. Bazı yüksek konsantrasyon değerleri için yapılan deneylerden sonuçlar elde edilememiş çünkü ham maddenin aktığı boru içinde tıkanma olmuştur. Bu deneylerde debi değerleri yüksek olduğu için akışkan elde ettiği hızla sistem içinden durmadan çıkabilmektedir. Eğer bu değer yüksek değerlere ulaşamazsa viskozitedeki artışı karşılayamazsa yüzeye yapışır. Bu aralıktaki tıkanmaların olduğu deneylerin bir nedeni de sistemin çalışma şartlarıdır. Çünkü her deneyde belli bir vakum basıncı değerini sabitlemek mümkün olmamaktadır. Kullanılan vakum pompasının da belli bir kapasitesi vardır. Buda çalışma şartlarını sınırlamaktadır.



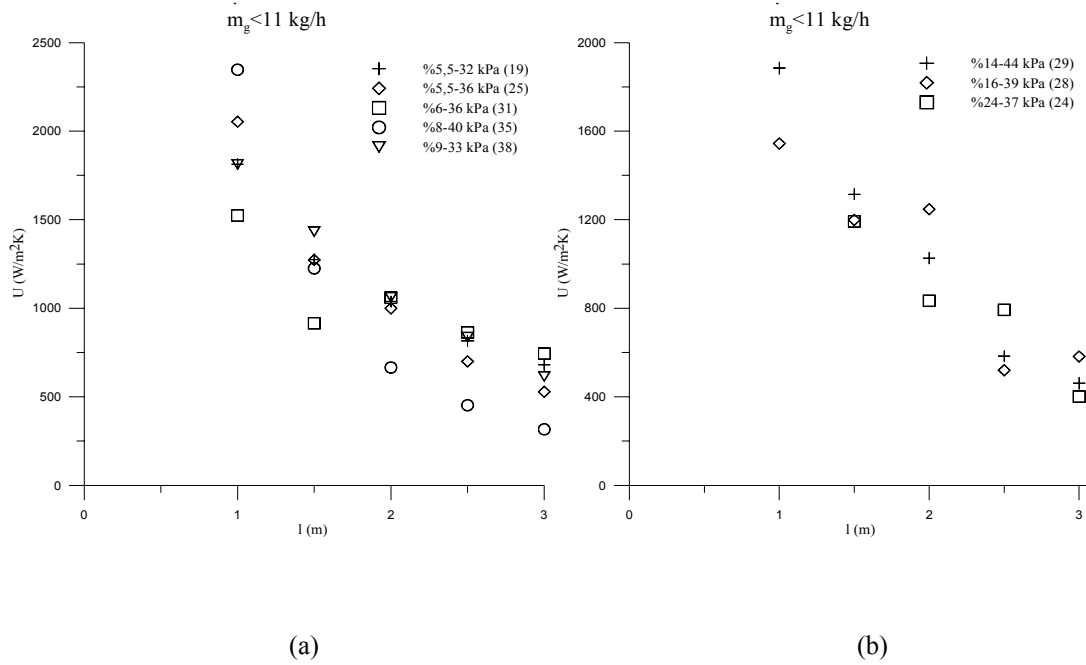
Şekil 6.16. %35-40 konsantrasyon aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Bu iki gruptaki deneylerde kütleli debinin oynadığı rol ele alınmıştır. Kütleli debinin sabit kalmasıyla basıncın etkileşiminin nasıl olabileceği görmek için kütleli debinin sabit tutulduğu deney gruplarının incelenmesine geçilmiştir.

— Belli kütleli debi aralıkları için

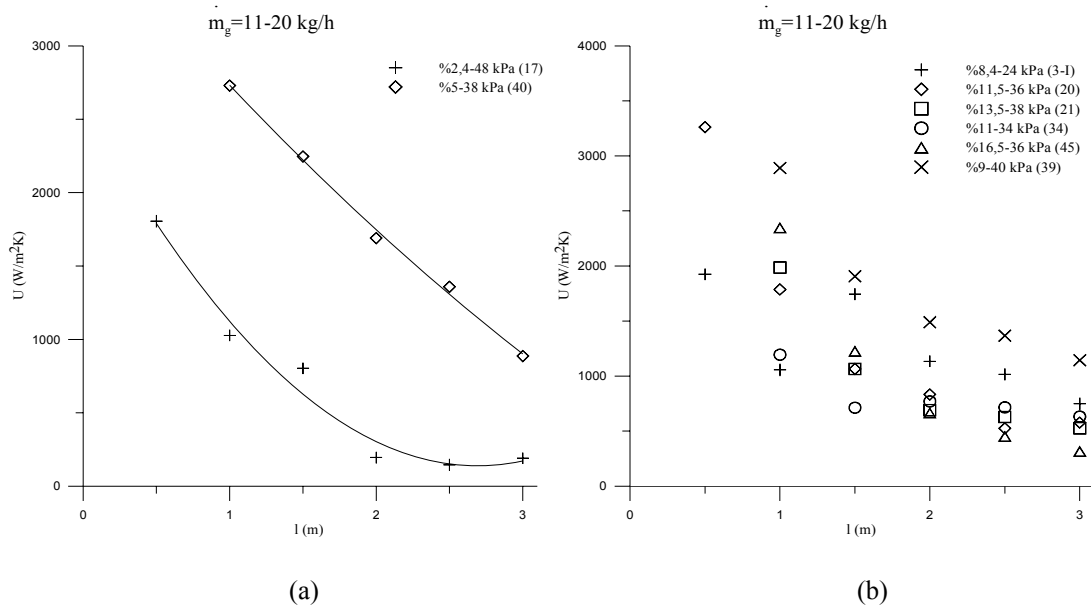
Şekiller 6.17. ile 6.20. arasında sabit kütleli debi değerleri için basıncın ve konsantrasyonun etkisi incelenmiştir. Şekil 6.17.b de toplam ısı geçiş katsayısı değerleri birbirine yakın çıkmaktadır. Çünkü buradaki debi değerleri çok küçüktür ve konsantrasyon değerleri Şekil 6.17.a'ye göre daha yüksektir. Bu kütleli debi değerlerinde basınç ve konsantrasyon etkileşiminden dolayı aralarında denge

oluşmuştur. Bu etkileşim Şekil 6.17.a'da vardır fakat buradaki konsantrasyon değerleri ve deneyler arasındaki basınç farkı daha az olduğu için nispeten daha yüksek toplam ısı geçiş katsayısı değerlerine ulaşıldığı görülmüştür.



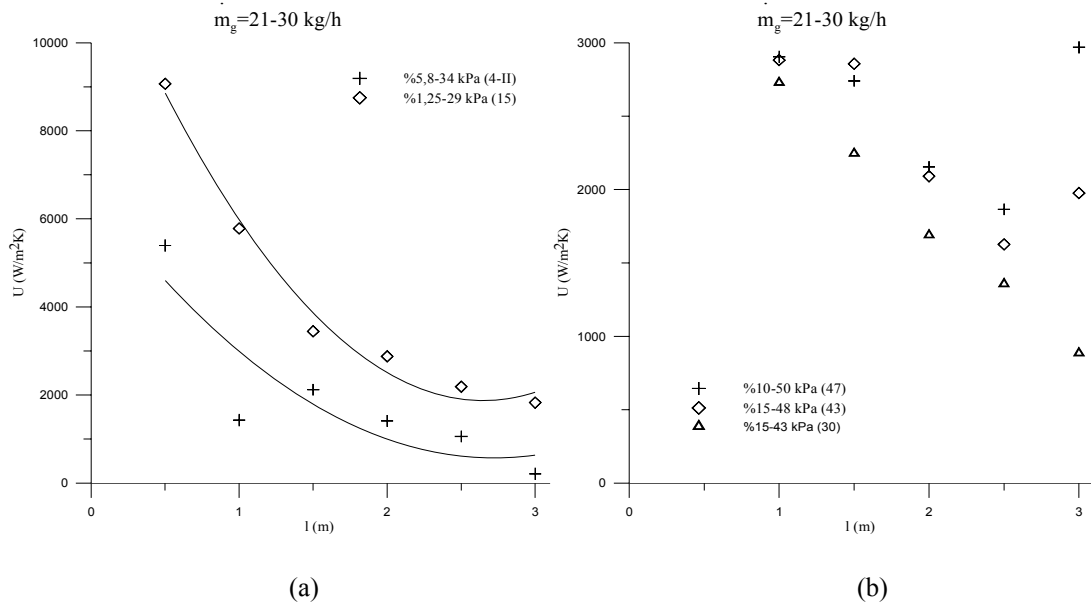
Şekil 6.17.a,b. $\dot{m}_g < 11$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Şekil 6.18.a ve b daha farklı bir kütleli debi aralığı için yapılmıştır. Şekil 6.18.a birbirine yakın düşük konsantrasyon değerleri için basıncın etkisi görülmektedir. Basıncın artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısı azalmaktadır. Şekil 6.18.b'de ise kimsen daha yüksek konsantrasyon değerlerinin yer aldığı deneyler yer almaktadır. Burada Şekil 6.17.'deki gibi basınç konsantrasyon etkileşimin meydana geldiği bir durumun ortaya çıktığı görülmektedir.



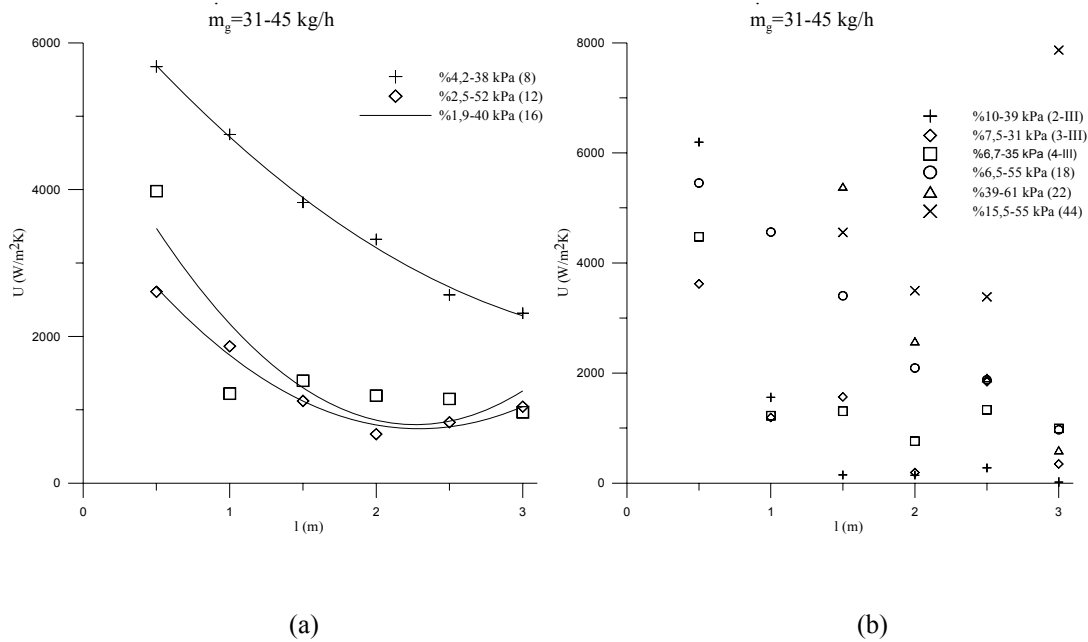
Şekil 6.18.a,b. $\dot{m}_g = 11-20$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Şekil 6.19.a ve b de farklı debi grupları incelenmiştir. Burada yine nispeten düşük konsantrasyonlardaki deneylerde yani Şekil 6.19.a'de basıncın artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısı azalmaktadır. Şekil 6.19.b'de Şekil 6.18.b ve Şekil 6.17.b'ye benzeyen bir durum yani basınç konsantrasyon etkileşimi görülmektedir.



Şekil 6.19.a,b. $\dot{m}_g = 21-30$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Şekil 6.20.a ve b’de kütleli debinin en yüksek olduğu deney grupları yer almaktadır. Şekil 6.20.a’da düşük konsantrasyon değerleri için basıncın artmasıyla toplam ısı geçiş katsayısı azaldığı sonucu bir kez daha görülmektedir. Şekil 6.20.b’de ise çok geniş bir konsantrasyon aralığındaki deneyler yer almaktadır. Buradaki deney sonuçları bir biri içine geçmiş karmaşık bir yapıyı göstermektedir. Buradaki yüksek debi değerleri için akışkan doymaya doğru gitmektedir ve kütleli debi belli bir film kalınlığıyla bütün yüzeyi ıslatabilecek değerlere gitmekte fakat farklı basınç ve konsantrasyon etkileşimlerinden dolayı böyle sonuçlar oluşmaktadır.



Şekil 6.20.a,b. $\dot{m}_g = 31-45$ kg/h kütleli debi aralığında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi

Sonuç: Yukarıda yapılan tartışmalardan sonra düşme yüksekliğiyle toplam ısı geçiş katsayısı arasındaki değişimi etkileyen parametreler arasında en etkin rol oynayan parametrenin debi olduğu görülmüştür. Şekil 6.9.a, 6.11.a, 6.13.a,b ve c, ve 6.14.b bir arada incelendiğinde bu durum açıkça görüldüğü gibi diğer taraftan Şekil 6.12.a ve b, 6.18.a ve 6.20.a incelendiğinde ikinci etkin parametrenin de basınç olduğu anlaşılmaktadır. Böylece konsantrasyondaki değişimin toplam ısı geçiş katsayısı

üzerine etki eden parametreler içerisinde en az göz önüne alınması gereken büyüklük olduğu kolayca söylenebilir. Şekil 6.9.b’de bu etkileşim görülebilir.

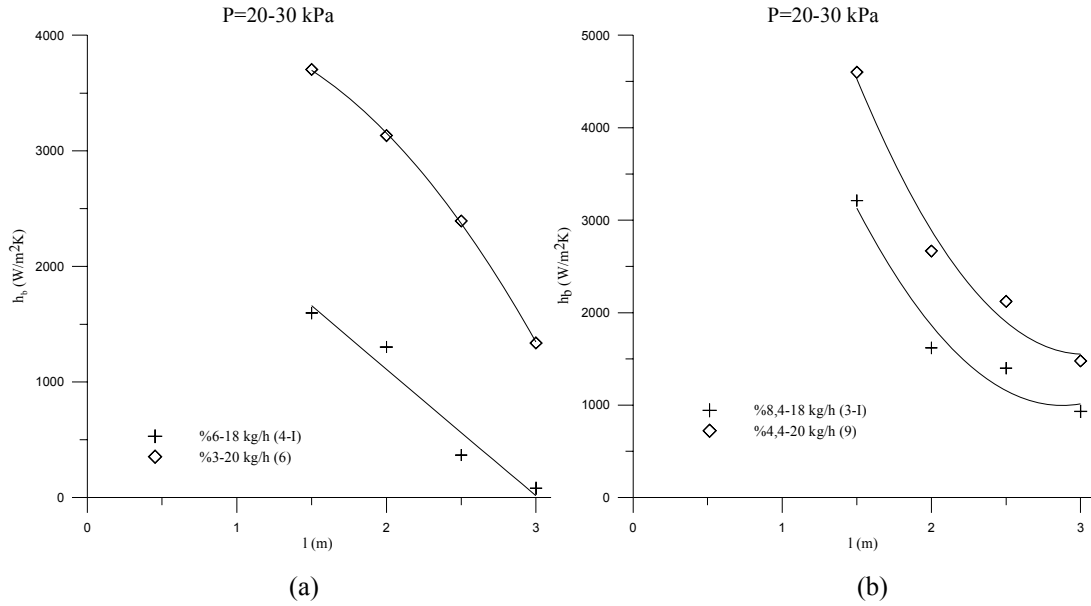
Deneyleerde elde edilen toplam ısı geçiş katsayısının ortalama değeri 2000-3000 W/m².K arasında değişirken literatürden elde edilen aynı koşullar için verilen değerler 1000-3500 W/m².K [75,76] arasında kalmaktadır. Bu nedenle yapılan deneyleerle elde edilen toplam ısı geçiş katsayısı değerlerinin literatür değerleriyle uyum içerisinde olduğu anlaşılmıştır. Ayrıca gıda sektöründen elde edilen değerlerde [firma adı] deney sonuçlarıyla benzerlik göstermektedir.

Şekil 6.9. ile 6.20. arasında toplam ısı geçiş katsayısının yükseklikle değişimi ele alınmıştır. toplam ısı geçiş katsayısı daha öncede bahsedildiği üzere yoğuşma, iletim ve buharlaşmadan meydana gelmektedir. Yoğuşma değerleri literatür bağıntılarında ele alınmış, iletim ise kullanılan malzeme özellikleriyle ilişkilidir. Buradaki asil etkiyi oluşturan parametrenin buharlaşma olduğu görülmektedir. O nedenle bunan sonraki 6.21. ile 6.26. arasındaki şekillerde aynı sınıflandırma için buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi ele alınacaktır.

6.3.2. Buharlaşma ısı taşınım katsayısı

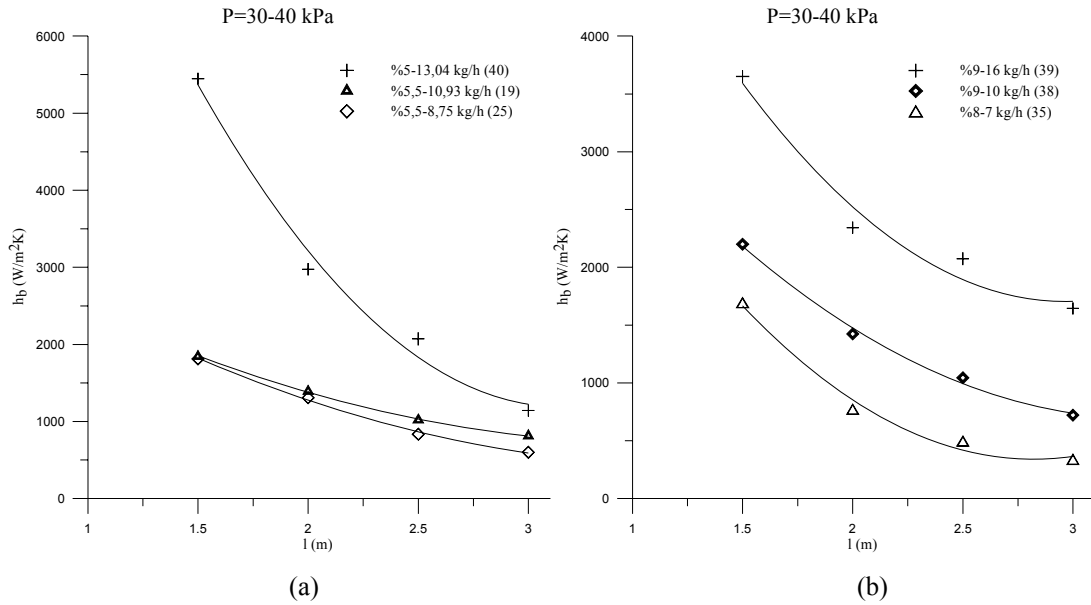
Şekiller 6.21. ile 6.26. arasında buharlaşma taşınım katsayısının debi, basınç ve konsantrasyona göre değişimleri film düşme yüksekliklerine yani boru boyuna göre verilmiştir. Bu grafiklerde toplam ısı geçiş katsayısındaki gruplandırmalardan yola çıkarak farklı basınç, konsantrasyon ve kütleli debi gurupları için taşınım katsayısının yükseklikle değişimleri incelenmiştir. Genel olarak bu şekillere bakıldığında toplam ısı geçiş katsayısında görüldüğü üzere kütleli debinin artmasıyla buharlaşma taşınım katsayısının da arttığı görülebilir. Ancak bu etki, toplam ısı geçiş katsayısı grafiklerinde olduğu kadar bariz bir şekilde bütün grafiklerde ortaya çıkmamaktadır.

— Belli basınç aralıkları için

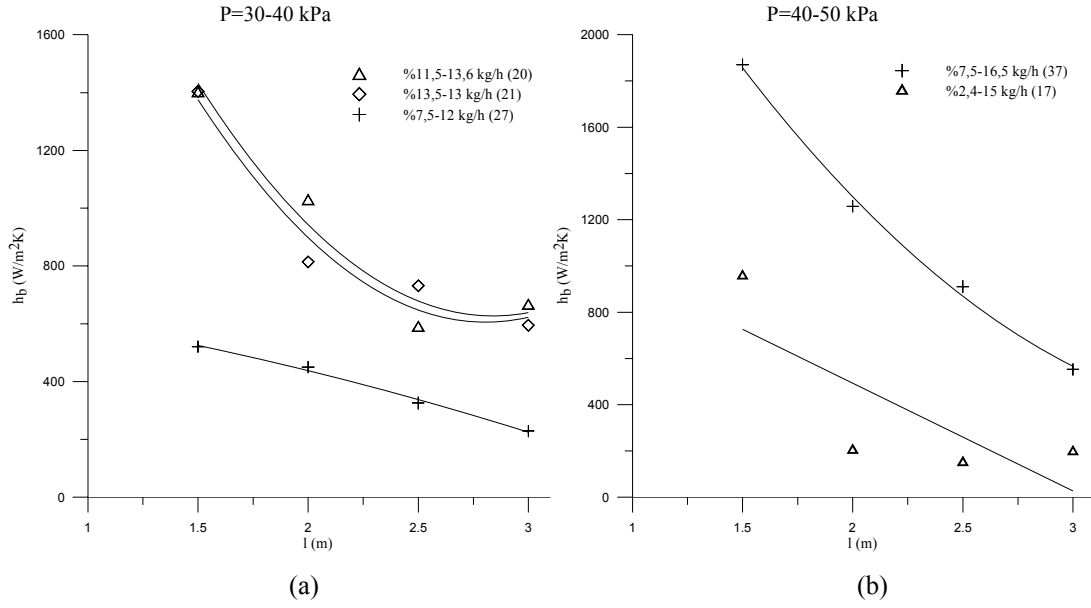


Şekil 6.21.a,b. 20-30 kPa basınç aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi

Şekil 6.21.a ve b'de en düşük basınç aralıklarında yapılan deneyler yer almaktadır. Buradaki şekillerden debinin artmasıyla taşınım katsayısının da arttığı görülmektedir. Konsantrasyon değerlerinin küçük olduğu deney sonuçlarında taşınım katsayısının büyük olduğu da görülmektedir.



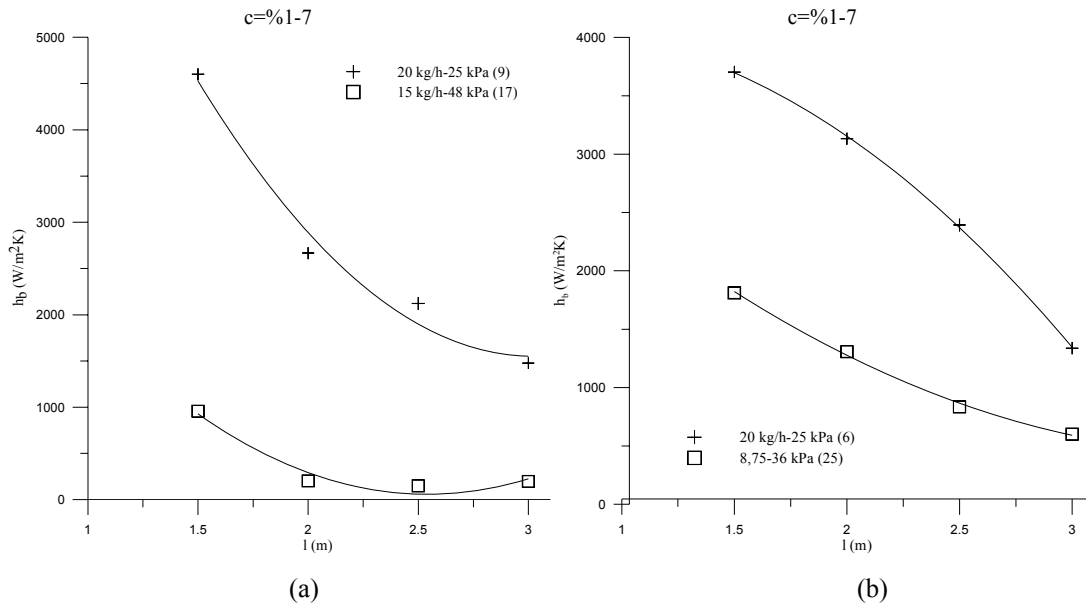
Şekil 6.22.a,b. 30-40 kPa basınç aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi



Şekil 6.23.a,b. 30-50 kPa basınç aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi

Şekil 6.22.b'de basınç ve konsantrasyon değerleri birbirine çok yakın olduğu için bu grafikte sadece kütleli debinin etkisi görülmekte ve artmasıyla taşınım katsayısı da artmaktadır. Fakat Şekil 6.22a'da aynı benzerlik yani basınç ve konsantrasyon yakınlığı olmasına karşın kütleli debideki artışın buharlaşma taşınım katsayısına yansımadağı görülmektedir. Özellikle 3 m deneylerinde çok yakın buharlaşma taşınım katsayısı değerleri görülmektedir. Bu deneyler incelendiğinde enerji ve kütle bilançolarında konsantrasyonlar üzerinden yapılan hesaplamalarda ürün çıkış kütleli debi değerlerinin birbirine çok yakın olduğu görülmüştür. Dağıtım açısından yüksek kütleli debilerde sisteme girmek olumlu sonuçlar vermektedir fakat akışkanın hangi hızla da düştüğü önemlidir. Bunu da belirleyen o mesafeye gelinceye kadar oluşan buharlaşmayla viskozitedeki değişimdir. Eğer konsantrasyon ürün çıkışında başlangıç konsantrasyonuna göre büyük oranda değişim göstermişse düşme hızı potansiyelini kaybedecektir. Çünkü şekerli suyun viskozitesi artacak ve bunun sonucunda ısı geçişi kötüleşecektir. Bu değerlere yakınlık genellikle uzun düşme mesafelerinde (2,5-3 m) Şekil 6.23.a ve 6.22.a da görülebilmektedir. Bu etkiye ilaveten mesafenin artmasıyla sürtünme ve basınç kayıplarının da bu etkiye daha çok tesir etmesine yardımcı olmuştur. Şekil 6.22.b'ninde kütleli debinin artmasıyla taşınım katsayısının arttığını destekleyen sonuçlardan olduğu görülmektedir.

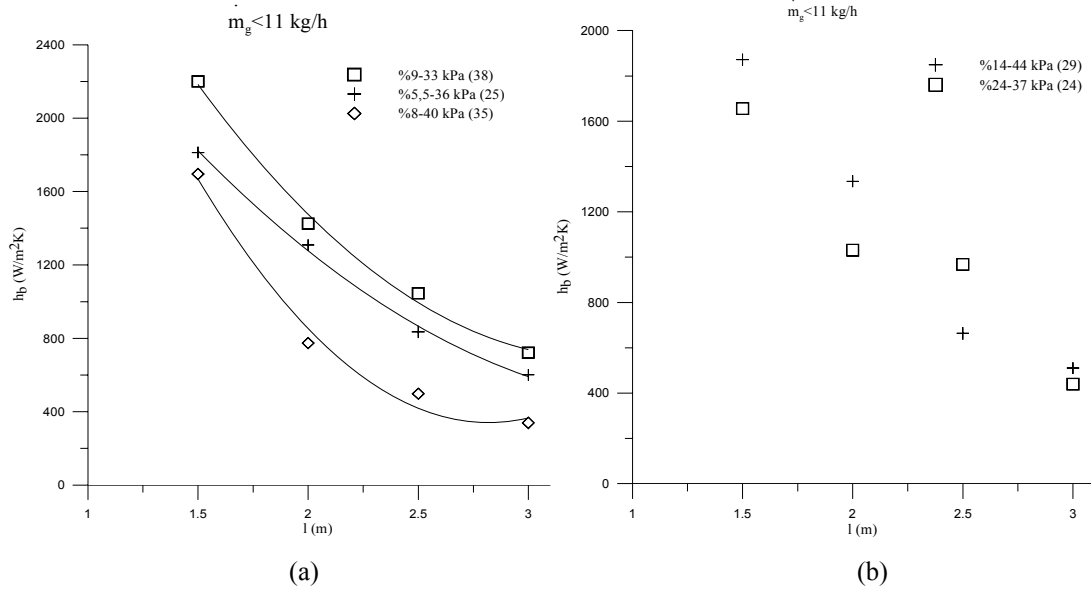
— Belli konsantrasyon aralıkları için



Şekil 6.24.a,b. %1-7 konsantrasyon aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi

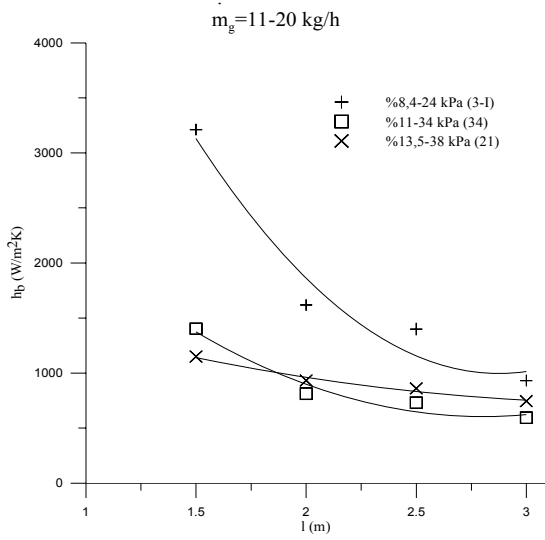
Şekil 6.24.a ve b'de düşük konsantrasyon aralıkları için kütleli debinin ve basıncın etkisi görülmektedir. Her iki şekilde de kütleli debinin artmasıyla toplam taşınım katsayısında arttığı görülmektedir. Ancak bu şekillerde deneyler arasındaki farkı basıncın belirlediği de görülmektedir. Kısmen daha düşük basınç değerlerinde aynı debideki 9 ve 6 numaralı deneyler incelenirse düşük basınçtaki 9 nolu deneyin daha yüksek taşınım katsayısına sahip olduğu görülmektedir. Bu etkileri daha iyi inceleyebilmek için aşağıdaki şekiller yardımcı olacaktır.

— Belli kütleli debi aralıkları için



Şekil 6.25.a,b. $\dot{m}_g < 11$ kg/h kütleli debi aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi

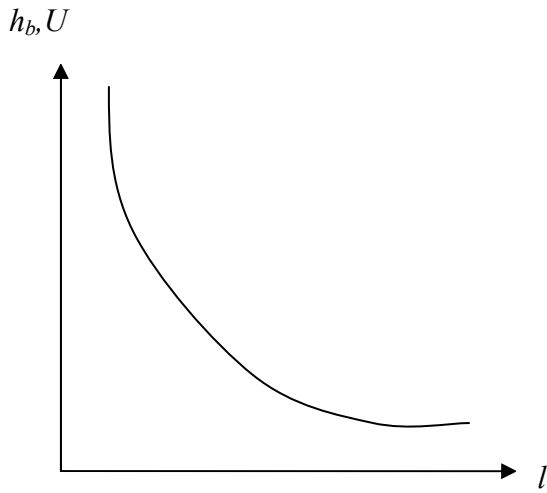
Şekil 6.25.a ve b'de en düşük debi aralıkları için basınç ve konsantrasyonun etkisi incelenmiştir. Şekil 6.25.a'de daha düşük konsantrasyon değerleri için basıncın artmasıyla taşınım katsayısının azaldığı görülmektedir. Şekil 6.25.b'de ise 24 numaralı deneyin basınç değerleri daha düşük olmasına rağmen yüksek basıncıdaki 29 numaralı deneyle yakın sonuçlar elde edildiği görülmüştür. Buradaki bu etkileşim konsantrasyondan kaynaklanmaktadır. Belli bir değerde basınç-konsantrasyon etkileşiminin olduğu görülmektedir.



Şekil 6.26. $\dot{m}_g = 11-20 \text{ kg/h}$ kütleli debi aralığında buharlaşma taşınım katsayısının yükseklikle değişimi

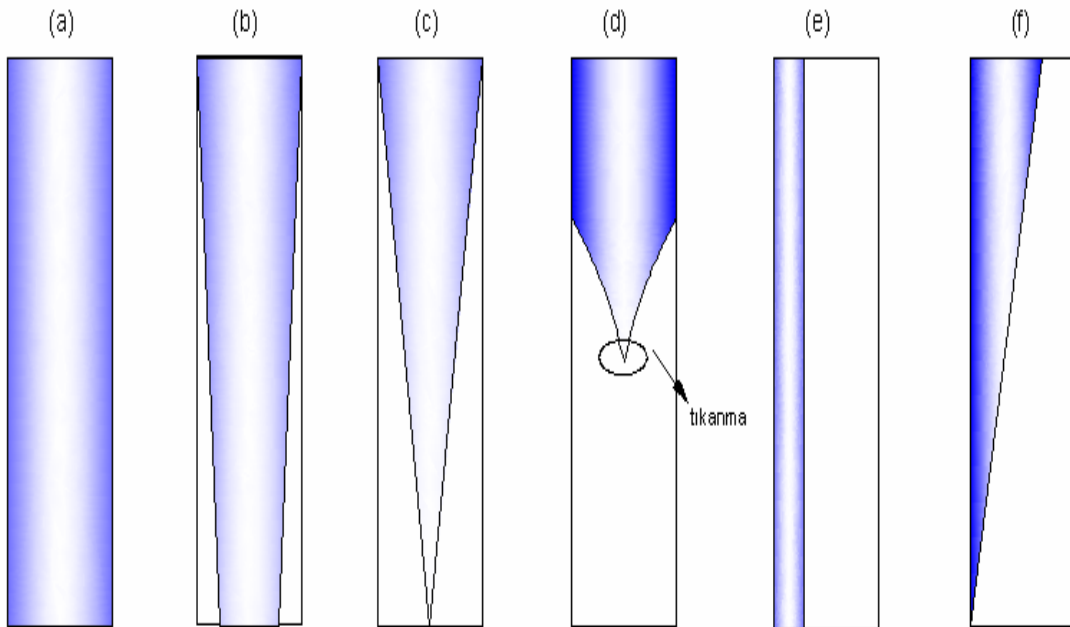
Farklı bir kütleli debi aralığı için yapılan çalışmada (Şekil 6.26.) da Şekil 6.25.a deki gibi basıncın artmasıyla taşınım katsayısının azaldığı görülmektedir.

Genel olarak 6.9. ile 6.27. arasındaki grafiklere bakıldığında, deney sonuçlarından elde edilen verilerle oluşturulan buharlaşma taşınım katsayısı (h_b) ve toplam ısı geçiş katsayısı (U)' nın film düşme yüksekliği (h) ile değişimi aşağıdaki Şekil 6.27. de görülmektedir.



Şekil 6.27. Boru boyunca toplam ısı geçiş katsayısı ve buharlaşma taşınım katsayısının değişimi

Buradaki şekil oluşturulurken yapılan hesaplamalarda boru içindeki alanın tamamının ıslandığı Resim 6.1.'de (a) kısmı kabul edilmiştir. Ancak bunun doğruluğunu deneysel olarak kanıtlamak mümkün olamamıştır. Bunun nedeni borunun transparan olmamasıdır.



Resim 6.1. Öngörülen boru içi akış durumları

- a) Homojen başlangıç dağıtımı, yüksek debi düşük buharlaşma oranı (model d)
- b) Buharlaşma oranı orta debi orta

- c) Debi orta buharlaşma düşük
- d) Debi düşük buharlaşma oranı yüksek ve tıkanmaya neden olan durum. (Yapılan deneysel çalışmalarda böyle bir deney grubuna rastlanmıştır ve tekrarlanmıştır)
- e) Çok düşük debi başlangıç dağılımı kötü yetersiz homojen olmayan başlangıç dağılımı
- f) Başlangıç dağılımı kötü yüksek buharlaşma oranı

Bu nedenle gerçek ısıtılan alanların belirlenmesi gerekmektedir. Ancak deney imkanları buna imkan vermemekte borunun içi bir kapalı kutu olarak ele alınmaktadır.

Geliştirilen modelde belli bir dx aralıkları için elde edilen dQ değeri giderek artmaktadır. Nusselt sayısının artmasıyla da h değeri artacaktır, film kalınlığının artmasına rağmen. Çünkü film kalınlığı arttıkça borunun içersindeki iç döngü artmakta ve hız artmaktadır bunun sonucunda da Nusselt sayısı artmaktadır. İstenen her hangi bir buharlaşma debisi ve verilen çevre şartları için geçebilecek ısı miktarı hesaplanabilir.

$$\dot{Q} = \dot{m}_b i_{sb} \quad (6.13)$$

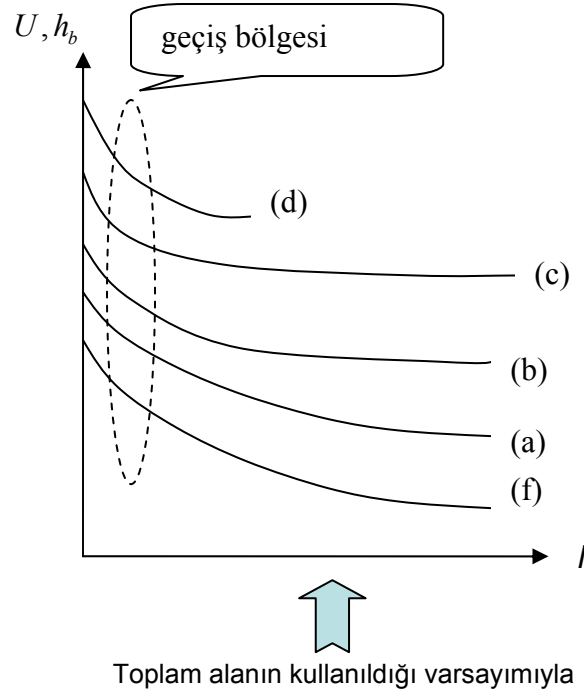
ve

$$\dot{Q} = i_b A \Delta T \quad (6.14)$$

Bu ısının geçeceği yüzey buradan elde edilen verilerle hesaplanabilecektir. Fakat elde edilen bu deneysel verilerden kullanılan ısı geçişinde kullanılan yüzey alanı belirlenememiştir. Dikkat edilmesi gereken hususlardan bir tanesi de yüksekliğin artmasıyla film kalınlığı azalacak ve bundan dolayı ısı geçişi artacaktır. Onun için ısı miktarının yüzeye göre dağılımı önem kazanmaktadır

Kullanılan deney düzeneği çalışma şartları açısından belli değer aralıklarında çalışılmasına müsaade vermektedir. Debi değerinin ayarlanması oldukça hassas olduğundan borudaki yükselme veya azalmalar vakum metredeki basınç değerini etkileyecek ve sıcaklık farkı buna göre değişim gösterecektir.

Geçiş bölgesi: İlk dağılımın meydana geldiği akış gelişim bölgesi.



Şekil 6.28. Öngörülen boru içi akış şekilleri için ısı geçiş katsayılarının değişimi

Toplam ısı geçiş katsayısı; yoğuşma, ısı iletimi ve buharlaşmadan meydana gelmektedir. Grafikten de görüleceği üzere bu değer çoğunlukla $1000-3500 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ değerleri arasında bir yığılma göstermektedir. Elde edilen bu sonuçlar literatür ve sanayi değerleriyle uyum göstermektedir.

6.4. Düşen Film Akışı İçin Isı geçişinin Modellenmesi

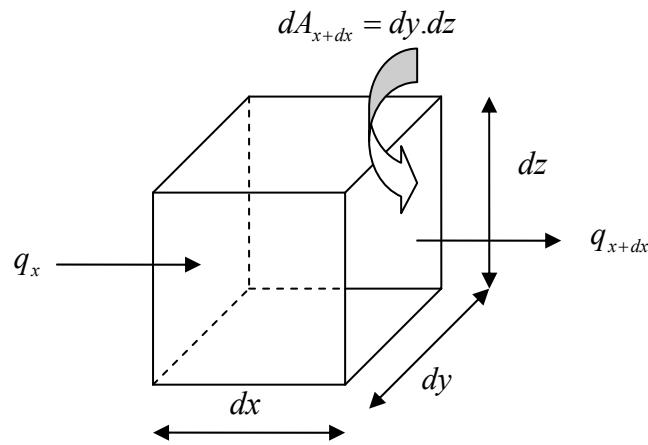
Çoğu fiziksel problemin matematik modeli, yüksek mertebeden diferansiyel eşitliklerle gösterilir. Bu eşitlikler, birinci mertebeden diferansiyel eşitlikler sistemine dönüştürülerek burada kullanılan teknikler yardımıyla çözülebilirler. Koşulların bağımsız değişkenin bir tek değerine göre değil de farklı değerlerinin bilinmek istendiği durumlar söz konusudur. Bu değerler çoğunlukla bir sistemin sınırlarında tanımlı olduğu için bunlar sınır değer problemi olarak bilinir. Çeşitli türde önemli mühendislik uygulamaları bu sınıfa girmektedir. Bunların çözümünü elde etmek için farklı yaklaşımlar vardır. Bunlardan bir tanesi, tahmin yöntemidir. Bu yöntem, sınır değer problemini bir başlangıç değer problemine dönüştürme

esasına dayanmaktadır. Daha sonra da çözüm için deneme yanılma yaklaşımı kullanılmaktadır.

Bir akış sırasında akış türüne bağlı olarak hidrolik ve ısı sınır tabaka kalınlıkları ile birçok fiziksel özellikler değiştiğinden dolayı ısı geçişine esas teşkil eden bu büyüklüklerin değerleri deney düzeneğinin her noktasında ölçülerek belirlenmemektedir. Giriş ve çıkış şartları tam olarak bilinerek değişim mekanizması modellenenmektedir. Bu model sınır şartlarını karşılayabildiği sürece değişim sırasındaki her bir noktaya ait bilgilerinde hesaplanmasını sağlayabilmektedir. Ancak yapılan deneylerle hesaplanan ara büyüklüklerin ölçülerek teyit edilmesi ile seçilen modelin doğruluğu kanıtlanabilmektedir. Bu yaklaşımdan yola çıkılarak bu çalışmanın ana temasını oluşturan ısı geçişinin düşme yüksekliğiyle olan ilişkisini ortaya koyabilmek için bulunan ölçüm değerlerini ayrı ayrı teyit etme amacına yönelik birbirinden farklı 4 model çalışması yapılmıştır.

DeneySEL sonuçların yardımıyla elde edilen verilerin modellenmesi için oluşturulan a, b, c ve d modelleri aşağıda tanıtılmıştır. Bu modellerin hepsinde başlangıç değer problemiyle karşılaşıldığından nümerik iterasyon ile çıkış film kalınlığı verilerek iterasyon yöntemi ile sonuca gidilmektedir.

6.4.1. Söz konusu ısı geçişinin incelenmesi



Şekil 6.29. Isı geçişinin incelenmesinde ele alınan hacim elemanı

$$q = q_x + q_y + q_z \quad dA_{x+dx} = dA_x \quad (6.15)$$

$$Q_x = q_x dA_x dt \quad (6.16)$$

$$Q_{x+dx} = q_{x+dx} dA_x dt \quad (6.17)$$

$$dQ_{x+dx} = q_{x+dx} dA_x dt \quad (6.18)$$

$$dQ_x = Q_x - Q_{x+dx} = (q_x - q_{x+dx}) dA_x dt \quad (6.19)$$

$$q_{x+dx} = q_x + \frac{\partial q_x}{\partial x} dx \quad (6.20)$$

$$dQ_x = -\frac{\partial q_x}{\partial x} dx dA_x dt = -\frac{\partial q_x}{\partial x} dV dt \quad (6.21)$$

$$dQ = -\text{div } q \cdot dV \cdot dt \quad (6.22)$$

İş yapılmadığı durumda Termodinamiğin I. Yasası

$$dQ = d\dot{I}; \quad d\dot{I} = c_p dT \quad (6.23)$$

$$d\dot{I} = dM \cdot di = \rho \cdot dV \cdot c_p \cdot dT \quad (6.24)$$

$$-\text{div } q \cdot dV \cdot dt = \rho \cdot dV \cdot c_p \cdot dT \quad (6.25)$$

$$-\text{div } q = \rho \cdot dV \cdot c_p \cdot \frac{dT}{dt} \quad (6.26)$$

Sıcaklık dağılımı ve sıcaklık farkı tanımları ile

$$\text{grad } T = \frac{dT}{dx} \vec{e}_x \quad T = T(x, y, z, t) \quad (6.27)$$

Fourier yasası

$$q = -k \cdot \text{grad } T \quad (6.28)$$

$$\text{Unutulmamalı } dq \cong \frac{d^2 T}{dx^2}; \quad k = k(\vartheta) \quad (6.29)$$

$$c_p \cdot \rho \cdot \frac{\partial T}{\partial t} = -\text{div } (-k \cdot \text{grad } T) \quad (6.30)$$

$$c_p \cdot \rho \cdot \frac{\partial T}{\partial t} = -\text{div} \left[\left(\frac{\partial T}{\partial x}, \frac{\partial T}{\partial y}, \frac{\partial T}{\partial z} \right) \right] \quad (6.31)$$

$$c_p \cdot \rho \cdot \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{\partial}{\partial x} \left(k \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{\partial}{\partial y} \left(k \frac{\partial T}{\partial y} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(k \frac{\partial T}{\partial z} \right) \quad (6.32)$$

Fourier kartezyen kordinatlarda

Silindirik koordinatlarda Fourier;

$$c_p \cdot \rho \cdot \frac{\partial T}{\partial t} = \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial x} \left(r \cdot k \frac{\partial T}{\partial x} \right) + \frac{1}{r} \frac{\partial}{\partial \varphi} \left(\frac{1}{r} k \frac{\partial T}{\partial \varphi} \right) + \frac{\partial}{\partial z} \left(k \frac{\partial T}{\partial z} \right) \quad (6.33)$$

$$a = \frac{k}{\rho \cdot c_p} \quad (6.34)$$

$$\frac{\partial T}{\partial t} = a \left(\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} \right) \quad (6.35)$$

pozitif veya negatif ısı kaynağı ihmal edilmiştir.

$$\text{Sürekli rejimde } \frac{dT}{dt} = 0 \quad (6.36)$$

olduğundan;

$$- \operatorname{div} (-k \cdot \operatorname{grad} T) = 0 \quad (6.37)$$

$$\frac{\partial^2 T}{\partial r^2} + \frac{1}{r} \frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad (6.38)$$

olur. Sürekli rejim tek boyutlu

Fourier dif. Denklemi

$$0 = \frac{1}{r} \frac{d}{dr} \left(r \cdot k \cdot \frac{dT}{dr} \right) = 0 \quad (6.39)$$

Sabit malzeme özellikleri

$$\frac{d^2 T}{dr^2} + \frac{1}{r} \frac{dT}{dr} = 0 \quad (6.40)$$

tekrar yazılıp

$$U = \frac{dT}{dr} \quad (6.41)$$

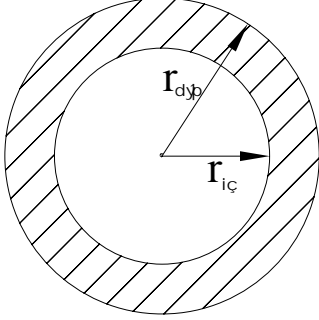
yerine koyma işlemi ile

$$\frac{dU}{dr} + \frac{U}{r} = 0 \quad (6.42)$$

olur. Değişkenlere ayırma metoduyla çözülmüşür

$$\frac{dT}{dr} = \frac{c_1}{r}; \quad T = c_2 + c_1 \ln r \quad (6.43)$$

Delik veya içi boş silindir için;



Şekil 6.30. İç içe geçmiş iki silindir.

$$C_1 = \frac{T_{du} - T_{iç}}{\ln \frac{r_{du}}{r_{iç}}} \quad (6.44)$$

$$\frac{T - T_{iç}}{T_{du} - T_{iç}} = \frac{\ln \frac{r}{r_{iç}}}{\ln \frac{r_{du}}{r_{iç}}} \quad (6.45)$$

$$Q = q.A \quad A = 2.\pi.r.L \quad (6.46)$$

$$q(r) = \frac{k}{\ln \frac{r_{du}}{r_{iç}}} ((T_{iç} - T_{du}) 2.\pi.L) \quad (6.47)$$

$$\text{Plaka için } q = \frac{k}{s} (T_{iç} - T_{du}) \quad (6.48)$$

$$Q = \frac{k}{s} (T_{iç} - T_{du}).A \quad s = r_{du} - r_{iç}; \quad r_{ort} = \frac{r_{du} - r_{iç}}{2} \quad (6.49)$$

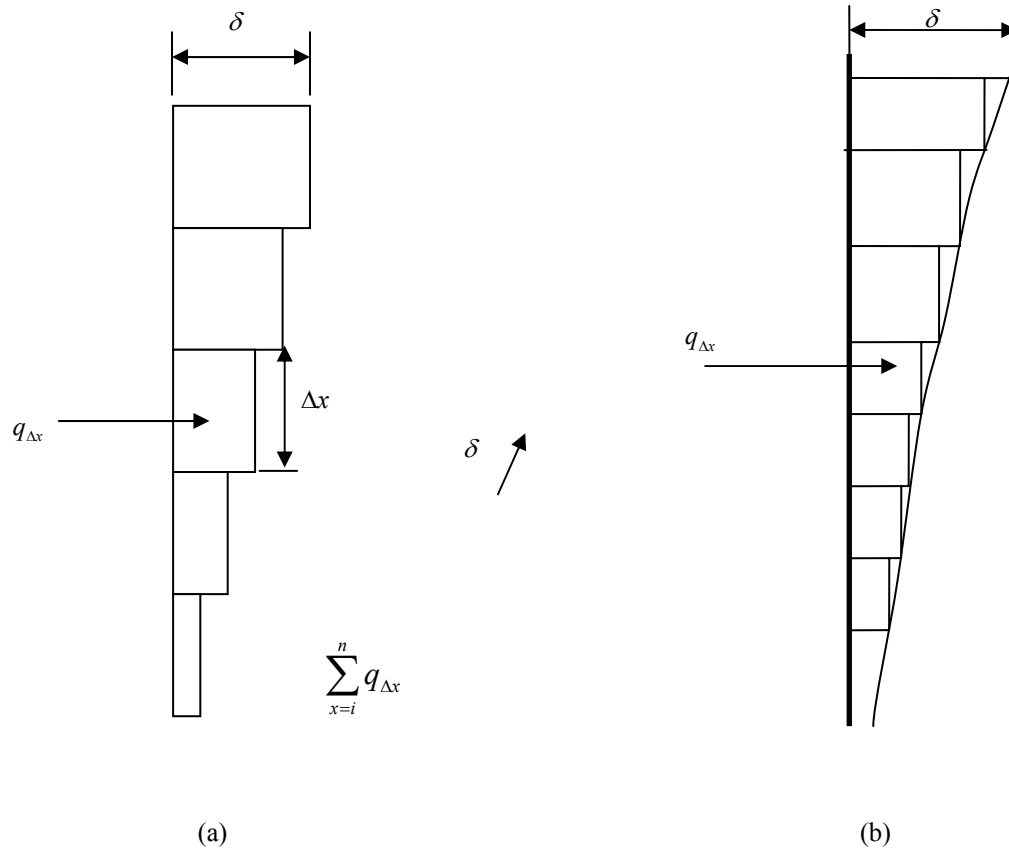
Aynı sıcaklık farkında;

$$\zeta = \frac{q_{delik\ silindir(boru)}}{q_{plaka}} = \frac{2 \frac{r_{du}}{r_{iç}} - 1}{\ln \frac{r_{du}}{r_{iç}} \frac{r_{du}}{r_{iç}} + 1} \quad (6.50)$$

$\frac{r_{du}}{r_{iç}} < 1,4$ için $\zeta > 0,99$ dolayısıyla ince cidarlı delik silindir (boru) plaka gibi ele alınabilir.

6.4.2. Model a

Kucuk bir yukseklik aralığı için ele alınan sivi film halkasi katı olarak kabul edilmiş ve bunun hareketsiz olduğu düşünülmüştür. Başka bir deyişle belli bir vizkozite değerine sahip değildir ve akamaz. Aşağıdaki şekil 6.30 da önerilen a modeli yer almaktadır.



Şekil 6.31. a) model durum b) gerçek durum.

Birim aralık (Δx) için sisteme verilen ısı akısı Fourier ısı iletimin yasasına göre sürekli rejim için;

$$q_{\Delta x} = \frac{k \cdot \Delta T}{\delta} \quad (6.51)$$

şeklindedir. Toplam ısı geçişi ise

$$\dot{Q}_{\Delta x} = q_{\Delta x} A = \frac{k \cdot \Delta T}{\delta} \cdot \pi \cdot D \cdot \Delta x \quad (6.52)$$

ve enerji denkliği gereği

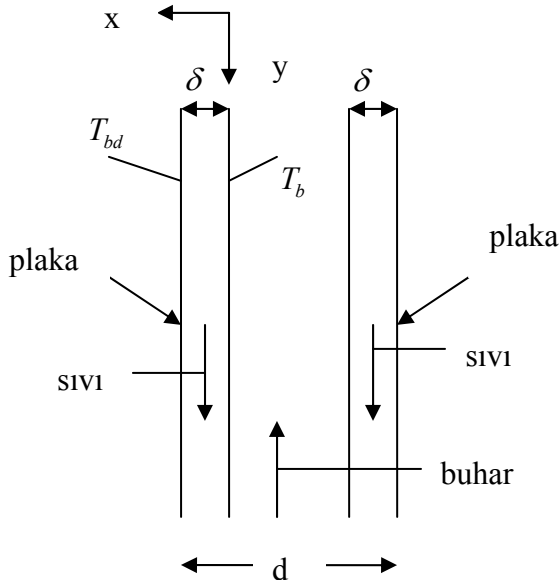
$$\dot{Q}_{\Delta x} = \dot{m}_{b, \Delta x} i_{sb} \quad (6.53)$$

olarak hesaplanabilir.

6.4.3. Model b

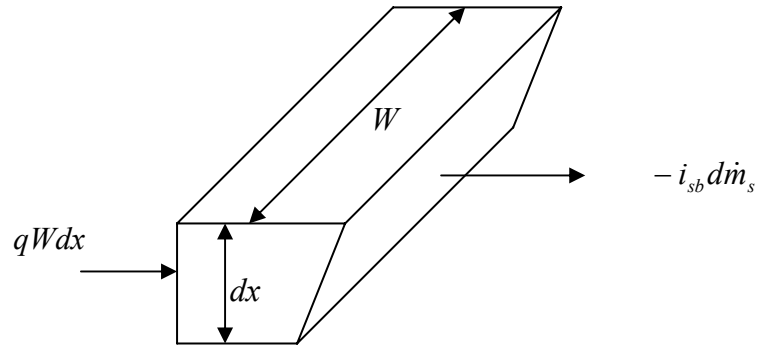
Gaz ve sıvı akışının yönlerine göre çok değişik tipte akış durumları mevcuttur. Bu modellemelerde ters akış modeli kullanılmış olup gaz ve sıvı akış yönleri birbirine terstir. Bu modelde film akışının sürekli ve laminar olduğu kabul edilmiştir. Sıvı sıcaklık dağılımı lineer olarak alınmıştır ve film içersindeki yatay ısı geçişinin etkileri ihmal edilmiştir. Sıvı film özellikleri sabit ve gaz ise saf buhar kabul edilmiştir. Aşağıdaki b modelinde sıvı-buhar arasındaki kayma gerilmesi ihmal edilmiştir. Problemi formüle edebilmek için momentum, süreklilik, Bernouli ve Clapeyron denklemleri elde edilmeli ve sırasıyla denklemler çözülmelidir.

Burada ele alınan parça hareketlidir ve dolayısıyla belli bir viskozite değerine sahiptir. Burada silindir koordinatlar için olayın üç boyutlu ısı geçişi incelenmeye alınmıştır;



Şekil 6.32. b model resmi

Bu kabullerden sonra literatürde [2] tarafından verilen plakalı film buharlaşmasının sıvı-buhar ara yüzey kayma gerilmesiz Model b ve buhar ara yüzey kayma gerilmeli Model c değerleri kullanılmıştır. Aşağıdaki şekil 6.33 ele alınan düşen film buharlaşmasının model resmi yer almaktadır.



Şekil 6.33. İncelenen kontrol hacmi

$$-\mu \frac{du}{dy} = \rho_s g y \quad (6.54)$$

$u = 0$ ve $y = \delta$ sınır şartlarında

$$u = -\frac{\rho_s g y^2}{2\mu_s} + \frac{\rho_s g \delta^2}{2\mu_s} \quad (6.55)$$

$$U = \frac{1}{\delta} \int_0^\delta u dy = \left[-\frac{\rho_s g y^3}{6\mu_s} + \frac{\rho_s g \delta^2}{2\mu_s} y \right]_0^\delta = \frac{g}{3\nu_s} \delta^2 \quad (6.56)$$

$$V' = U\delta = \frac{g}{3\nu_s} \delta^3 \quad (6.57)$$

$$\dot{m}_s = W\rho_s V' \quad (6.58)$$

$$\dot{m}_s = \frac{W\rho_s g}{3\nu_s} \delta^3 \quad (6.59)$$

$$\frac{d\dot{m}_s}{dx} = \frac{W\rho_s g}{\nu_s} \delta^2 \frac{d\delta}{dx} \quad (6.60)$$

$$-i_{sb} d\dot{m}_s = q_s W dx = \frac{k_s \Delta T W}{\delta} dx \quad (6.61)$$

$$\frac{d\delta}{dx} = \frac{k_s \nu_s \Delta T}{\rho_s i_{sb} g \delta^3} \quad (6.62)$$

$$\frac{dU}{dx} = \frac{2g\delta}{3\nu_s} \frac{d\delta}{dx} \quad (6.63)$$

6.4.4. Model c

Ele alınan akışkan parçası üzerinde model b den farklı olarak kayma gerilmesi de ilave edilmiştir.

$$-\mu \frac{du}{dy} = \rho_s g y - \tau_i \quad (6.64)$$

$$u = -\frac{\rho_s g y^2}{2\mu_s} + \frac{\tau_i y}{\mu_s} + \frac{\rho_s g \delta^2}{2\mu_s} - \frac{\tau_i \delta}{\mu_s} \quad (6.65)$$

$$\tau_i = \frac{\rho_s g \delta}{2} \quad (6.66)$$

$$u = -\frac{\rho_s g y^2}{2\mu_s} + \frac{\rho_s g \delta y}{2\mu_s} \quad (6.67)$$

$$U = \frac{1}{\delta} \int_0^\delta u dy = \left[-\frac{\rho_s g y^3}{6\mu_s} + \frac{\rho_s g \delta y^2}{2\mu_s} \right]_0^\delta = \frac{g}{12\nu_s} \delta^2 \quad (6.68)$$

$$V' = U\delta = \frac{g}{12\nu_s} \delta^3 \quad (6.69)$$

$$\dot{m}_s = W\rho_s V' \quad (6.70)$$

$$\dot{m}_s = \frac{W\rho_s g}{12v_s} \delta^3 \quad (6.71)$$

$$\frac{d\dot{m}_s}{dx} = \frac{W\rho_s g}{4v_s} \delta^2 \frac{d\delta}{dx} \quad (6.72)$$

$$-h_{sb} d\dot{m}_s = q_s W dx = \frac{k_s \Delta T W}{\delta} dx \quad (6.73)$$

$$\frac{d\delta}{dx} = \frac{4k_s v_s \Delta T}{\rho_s h_{sb} g \delta^3} \quad (6.74)$$

$$\frac{dU}{dx} = \frac{g\delta}{6v_s} \frac{d\delta}{dx} \quad (6.75)$$

6.4.5. Model d (Bu çalışmanın özgün modeli)

Tanıtılan a, b ve c modelleri daha önceden geliştirilmiş veya literatürde yer alan modellerdir. Bu nedenle d modeli oluşturulurken en geniş şartların ele alınarak irdelenmesi amaçlanmıştır. Burada meydana gelen akış düşük Reynolds sayısı değerlerinden dolayı laminer bölgededir.

Model d oluşturulurken yapılan kabuller şunlardır;

- Sıvı hareketli kabul ediliyor
- Viskozite ve yer çekimi dikkate alınmıştır
- Sıvı-buhar ara yüzeyindeki kayma gerilmesi dikkate alınmıştır
- Sıvı hareketinin ısı geçişine etkisi ihmal edilmiyor

c modeli oluşturulurken kullanılan sıvı-buhar ara yüzey kayma gerilmesi eşitliği (6.64)'le hesaplanabildiği gibi [99] tarafından önerilen aşağıdaki bağıntıyla da hesaplanabilir.

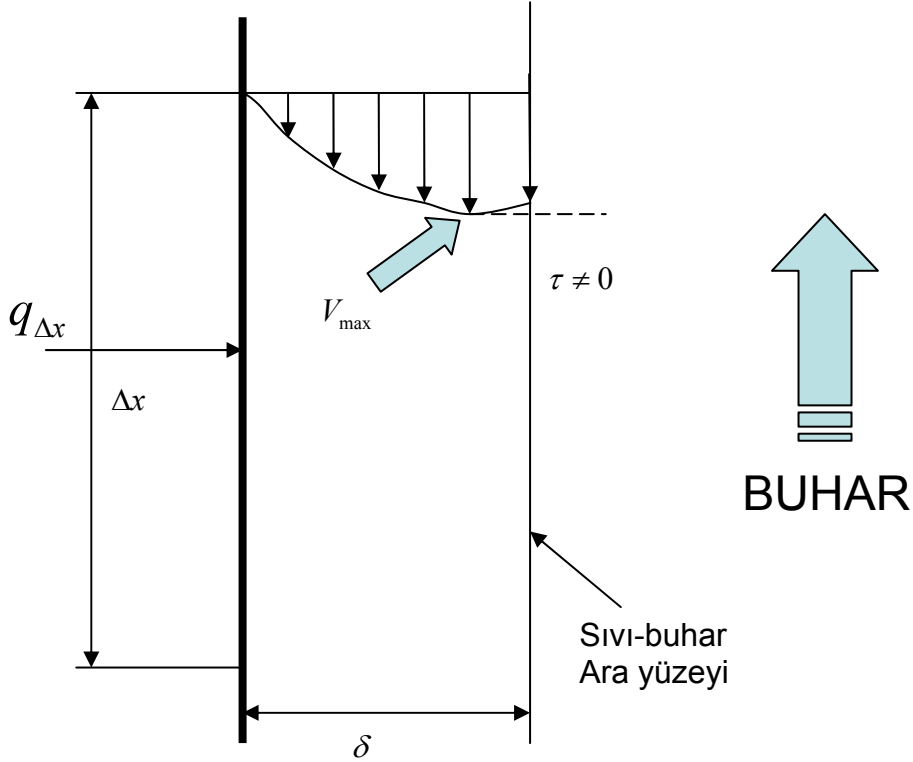
$$\tau_i = f \left(\frac{g_b (V_b^2 - V_s^2)}{2} \right) \quad (6.76)$$

Burada sıvı hızının buhar hızına göre çok küçük olmasından dolayı ihmal edilebilir.

$$\tau_i = f \frac{\rho_b V_b^2}{2} \quad f = \frac{96}{\text{Re}} \quad (6.77)$$

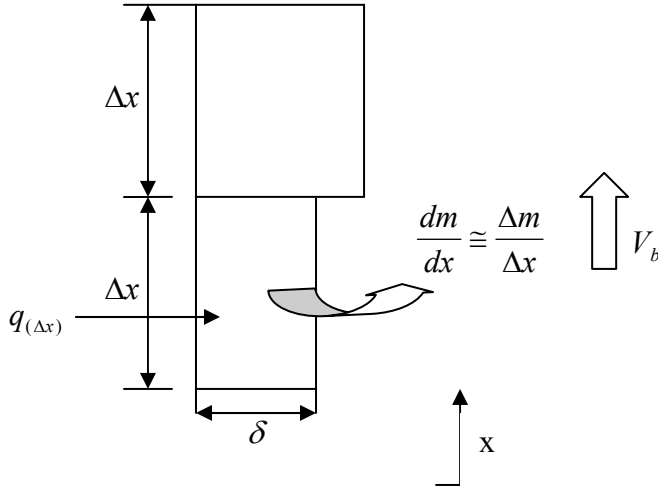
Laminer akışta taşınım ile ısı geçişini belirlemede aşağıdaki Nusselt bağıntısı önerilmiştir [100].

$$\text{Nu} : 0,332 \cdot \text{Re}^{0,5} \text{Pr}^{0,33} \quad \text{Pr} > 0,6 \quad (6.78)$$



Şekil 6.34. Geliştirilen d modelinin şematik gösterimi

Sıvı ile buhar arasındaki kayma gerilmesi değeri dikkate alındığından dolayı hız profilindeki en uç noktadaki hız değerinde azalma olmaktadır.

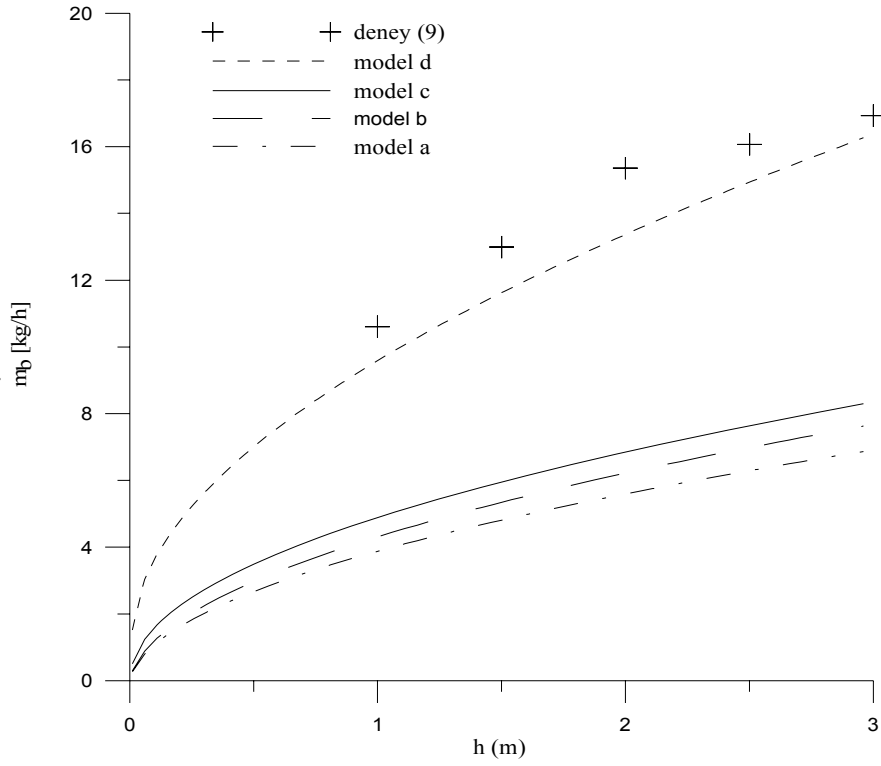


Şekil 6.35. Film kalınlığındaki değişim

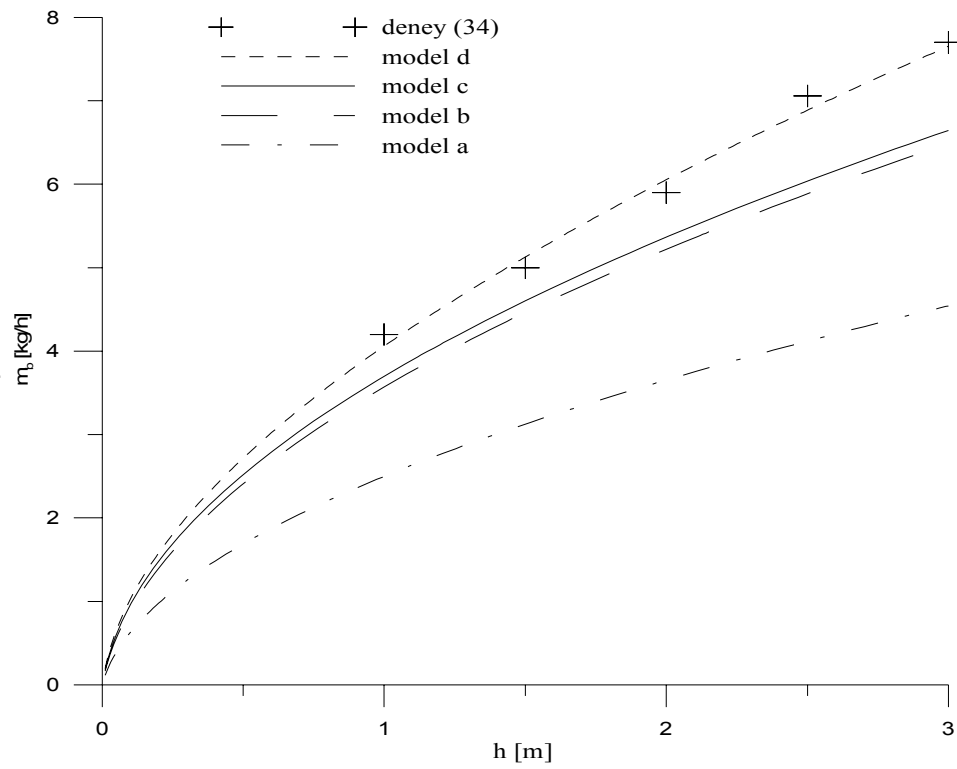
$$\text{Re} = \frac{V_s \cdot \delta}{\nu} \quad \text{Nu} = \frac{h \cdot \delta}{k_s} \quad \text{Pr} = \frac{a}{\nu} \quad (6.79)$$

6.5. Model Değerlerinin Karşılaştırılması

Aşağıdaki Şekil 6.36. ve 6.37.'de deneysel sonuçlar ile geliştirilen a, b, c de d model değerlerinin buharlaşma miktarları esas alınarak yükseklikle olan ilişkisi kıyaslanmıştır.



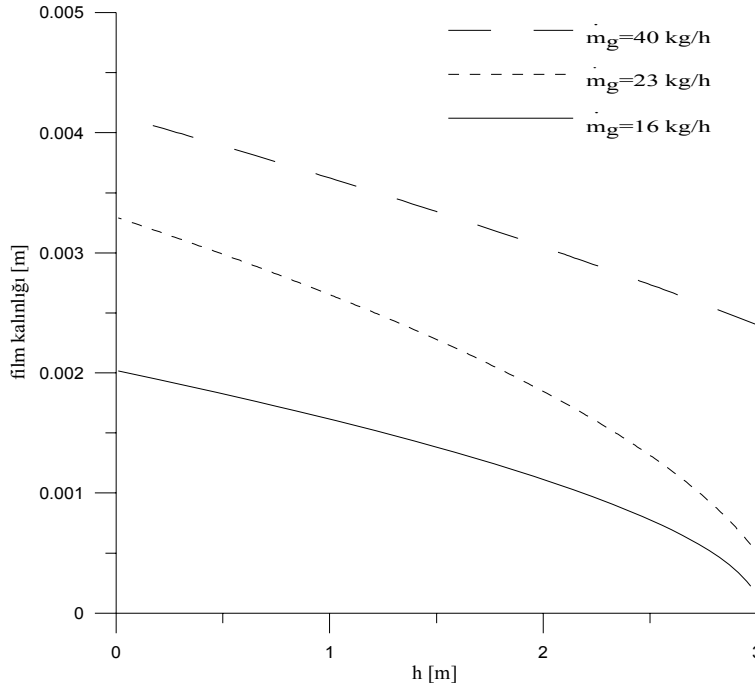
Şekil 6.36. Model değerlerinin yüksek buharlaşmalı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması



Şekil 6.37. Model değerlerinin düşük buharlaşmalı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması

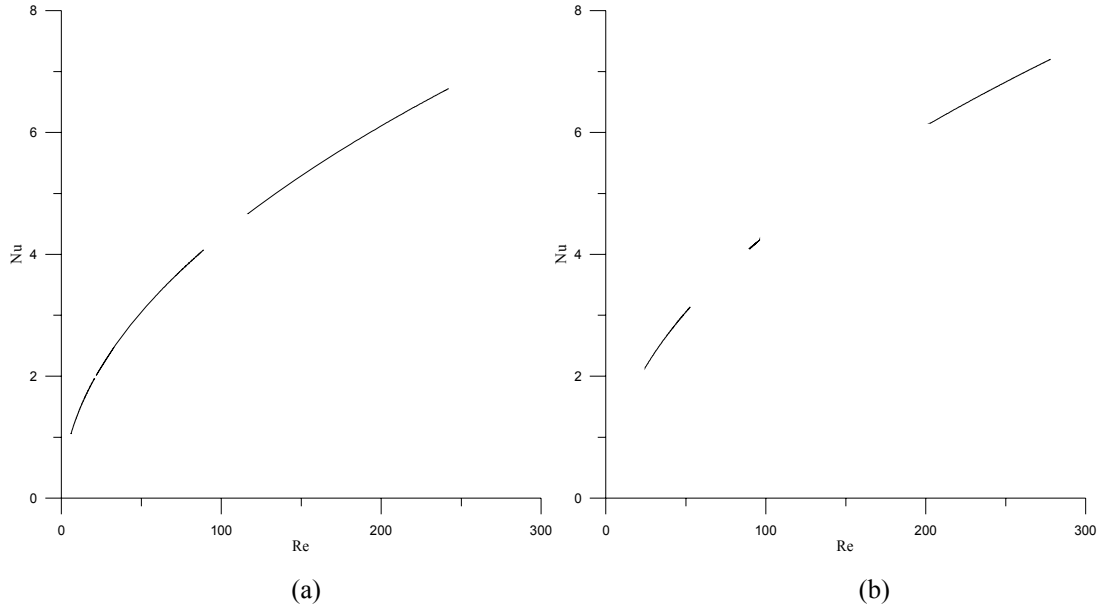
Bu grafiklerle geliştirilen d modelinin deney sonuçlarıyla büyük oranda uyum gösterdiği belirlenmiştir.

D modeliyle elde edilen sonuçlardan bir tanesi de film kalınlığının boru boyunca değişimidir. Şekil 6.38.'de film kalınlığının ham madde giriş debisiyle değişimi yer almaktadır. Burada film kalınlığının debiyle arttığı görülmüştür.



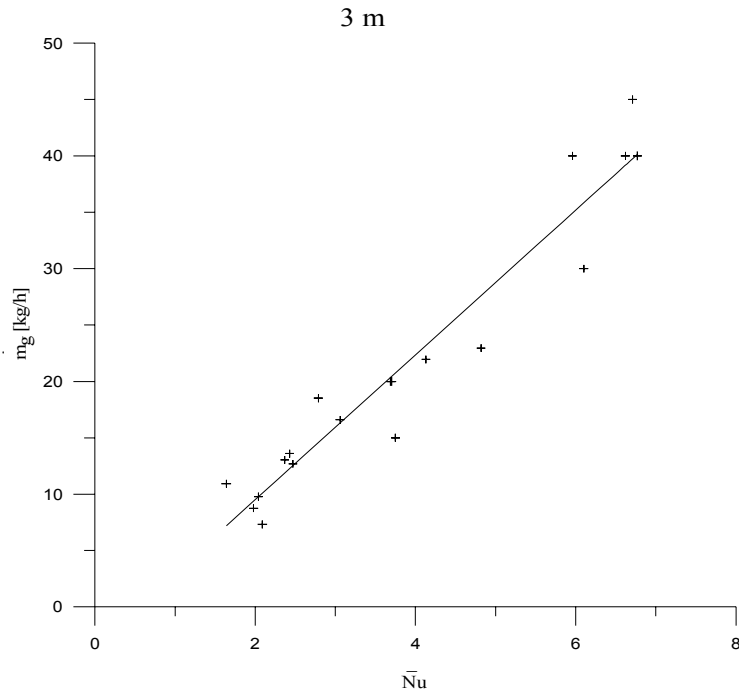
Şekil 6.38. Film kalınlığının boru boyunca değişimi

Kullanılan (6.78) eşitliğiyle elde edilen Nusselt sayısının Reynolds sayısı ile değişimi Şekili 6.39.a ve b'de görülmektedir. Burada Reynolds sayısının artmasıyla ısı geçişinin de iyileştiği görülmüştür.

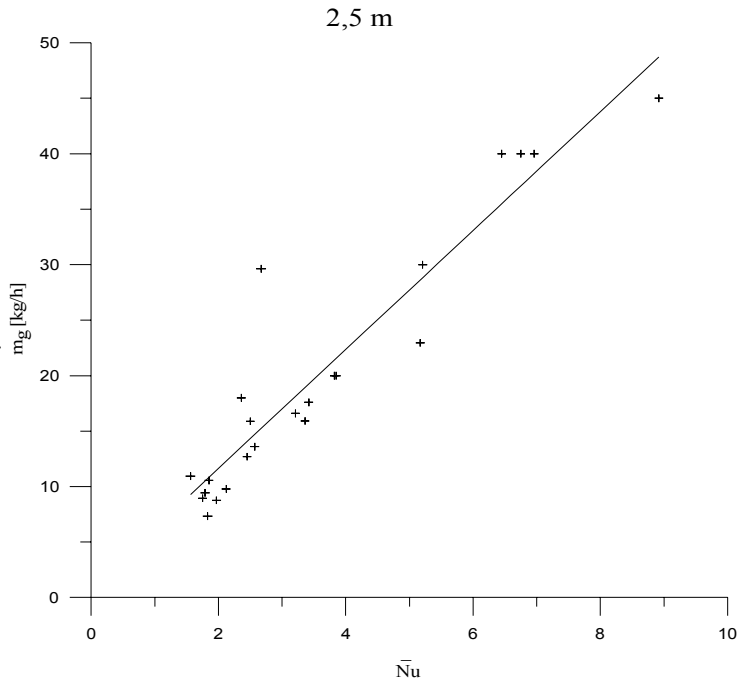


Şekil 6.39.a,b. Farklı deneyler için Nusselt sayısının Reynolds sayısı ile değişimi

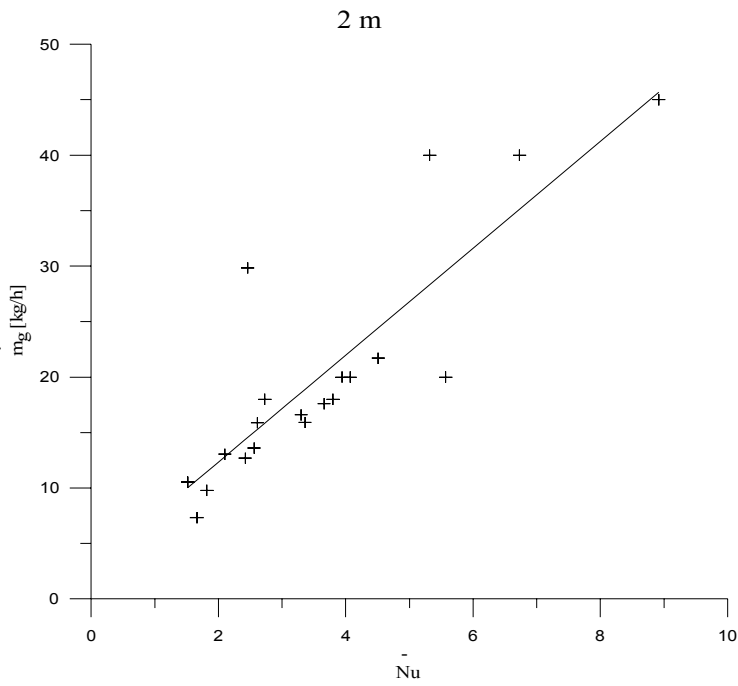
Bu etkileşimin görülebileceği başka bir bakış açısı da Nusselt sayısının ham madde giriş debisiyle değişimidir. Farklı film düşme mesafeleri yani boru boyları için yapılan deney sonuçları Şekiller 6.40. ile 6.42. arasında yer almaktadır. Bu şekillerde de ham madde giriş debisinin artmasıyla ısı geçişinin arttığı görülmektedir.



Şekil 6.40. 3m deneyleri için ortalama Nusselt sayısını giriş debisiyle değişimi

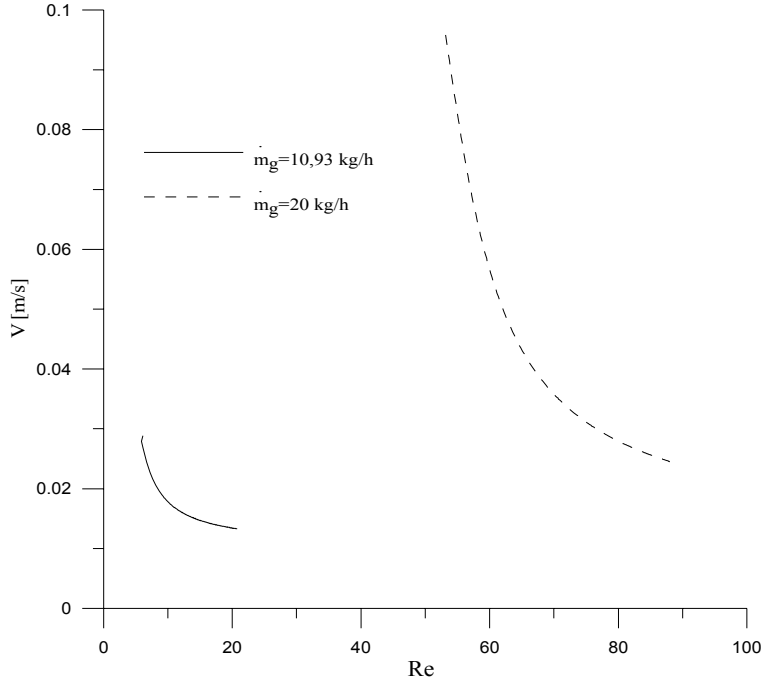


Şekil 6.41. 2,5m deneyleri için ortalama Nusselt sayısını giriş debisiyle değişimi

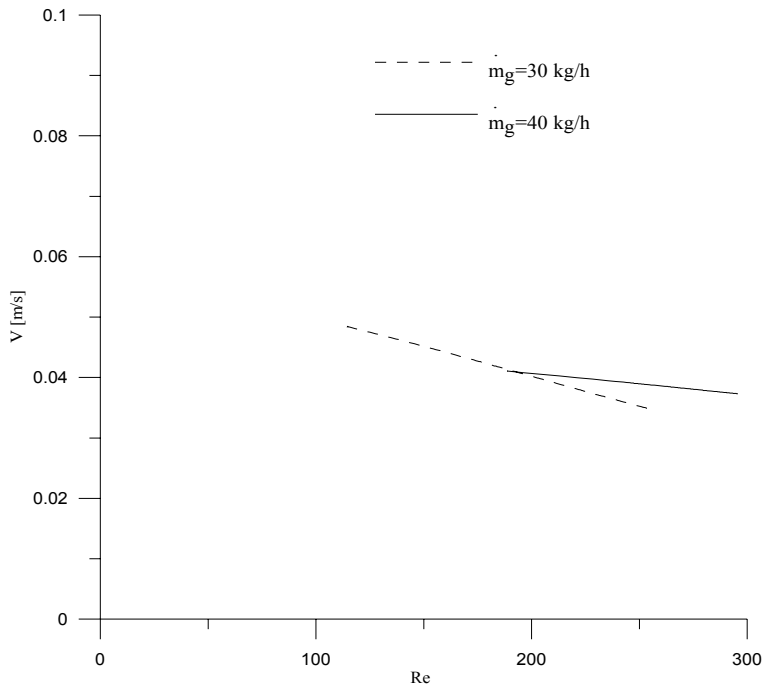


Şekil 6.42. 2 m deneyleri için ortalama Nusselt sayısını giriş debisiyle değişimi

Geliştirilen d modeliyle sıvı hızının Re sayısı ile değişimi de incelenebilmektedir. 6.43. Şeklinde yüksek buharlaşma oranlarına sahip deneylerde sıvı film hızının Re sayısı ile değişimi yer almaktadır. Bu ilişkinin farklı bir şekli de Şekil 6.44.'de düşük buharlaşma oranlarına sahip deneyler için görülmektedir.



Şekil 6.43. d modeli değerlerinin yüksek buharlaşma oranlı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması

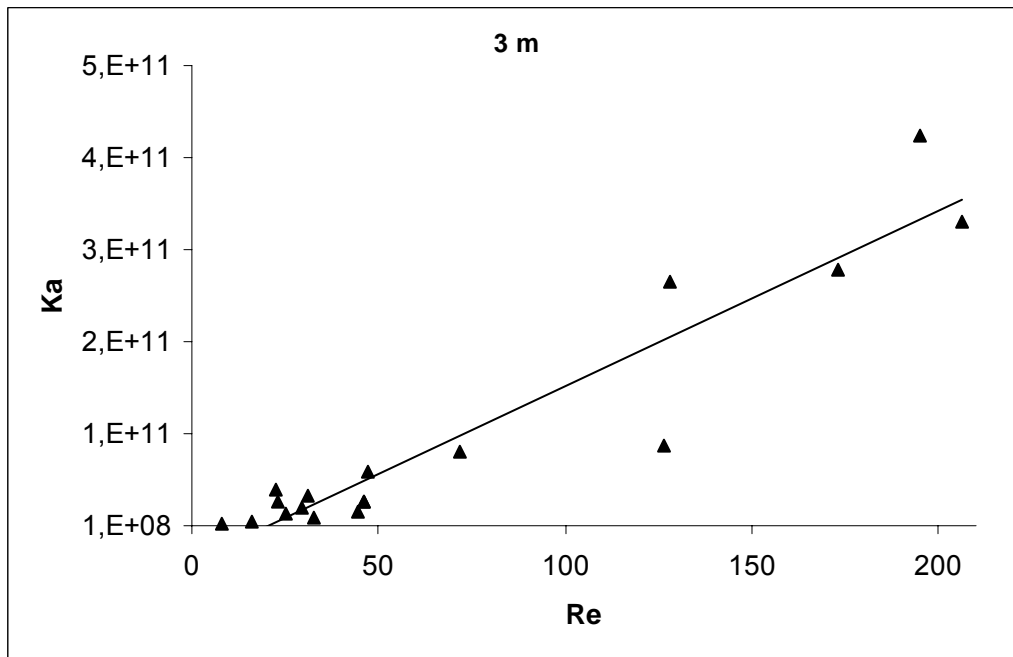


Şekil 6.44. d model değerlerinin düşük buharlaşma oranlı deney sonuçlarıyla karşılaştırılması

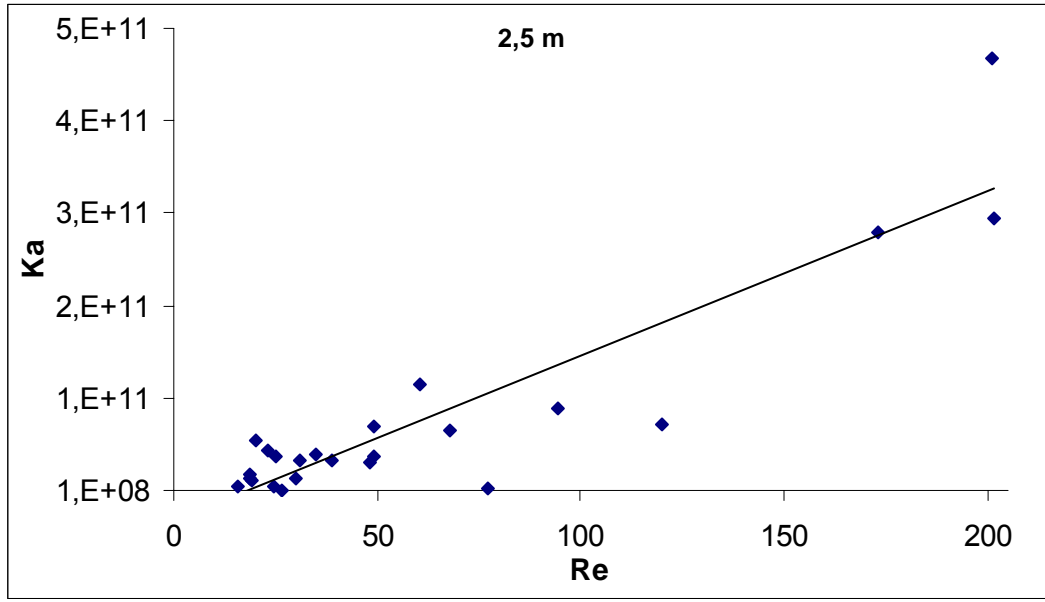
Tezin başlangıç kısmında bahsedilen bu konuyla ilgili sınırlı çalışmalardan birinde ısı geçiş etkileşimi Ka sayısı üzerinden farklı akışkanlar için yapılmıştı [3]. Ka sayısı

$$Ka = \frac{\rho \cdot \sigma^3}{g \cdot \mu^4} \quad (6.77)$$

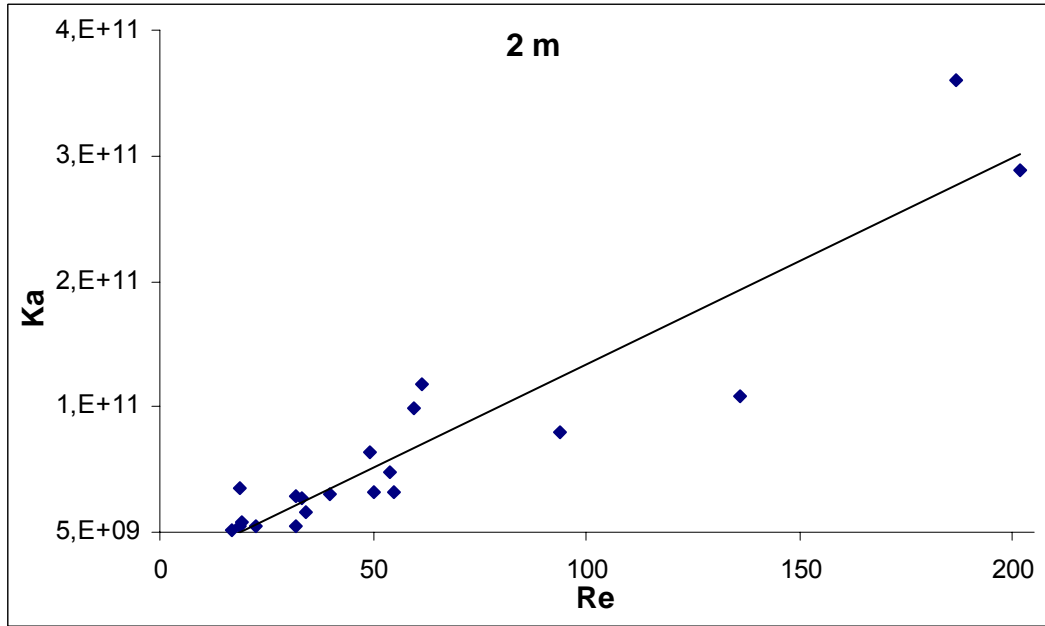
şeklinde tanımlanmaktadır.



Şekil 6.45. 3 m'lik boru için Kapitza sayısının Reynolds sayısı ile değişimi



Şekil 6.46. 2,5 m'lik boru için Kapitza sayısının Reynolds sayısı ile değişimi



Şekil 6.47. 2 m'lik boru için Kapitza sayısının Reynolds sayısı ile değişimi

6.45. —6.47. Şekillerinde Ka sayısı ile Re sayısının değişim eğilimi literatürdeki [3] bulgularla benzerlik göstermektedir. Re sayısının değişim aralığı her iki çalışmada da birbirine yakındır ve laminardır. Fakat kullanılan akışkan farklılığından dolayı bu çalışmada daha yüksek Ka sayıları elde edilmiştir.

BÖLÜM 7. TARTIŞMA VE ÖNERİLER

7.1. Durgun Akışta Kaynama

Şekerli su çözeltilerinin kaynatılarak koyulaştırılması sırasında, ısı geçiş katsayısı konsantrasyona bağlı olarak büyük ölçüde değişmektedir. Şeker oranının % 30 – 70 değerleri arasında ısı geçiş katsayısı konsantrasyondan az etkilenirken, bu değerlerin üzerinde etkinin büyük olduğu görülmüştür. Söz konusu aralıkta kabarcık oluşum hızı ve kabarcık patlama büyüklüğü oldukça homojen gerçekleşmektedir. Tüm yüzeye düzgün olarak dağılan kabarcıklar söz konusudur. Şeker oranı % 70 in üzerine çıktığında kabarcık çaplarının giderek küçüldüğü ve doğal konvektif hareketin hızla yavaşladığı görülmüş ve buna bağlı olarak ısı geçişinin hızla düştüğü belirlenmiştir. Bulunan ısı geçiş katsayıları küçük sapmalar dışında literatür verileri ile örtüşmektedir. Şeker konsantrasyonuna bağlı olarak Kaynama sıcaklığı sapması bir üstel fonksiyon şeklinde ifade edilebilmiştir. Ayrıca ısı geçiş katsayısı şeker konsantrasyonuna bağlı olarak bir eşitlikle ifade edilebilmektedir. Bulunan bu ilişkiler yardımı ile boyutlandırılmış olan bir endüstriyel üretim tesisinde beklentiler tam olarak karşılanabilmiştir.

Bu çalışma uygulama sonuçları ve deneysel bulguların çevresel parametreler ile olan ilişkilerini de içerdiğinden başka bir özgün kapsamında bilimsel olarak değerlendirilecektir.

Bu çalışmada şekerli su çözeltilerinin ısı geçiş davranışı incelenmiştir. Ancak bir çok gıda maddesi üretiminde şeker-su ve nişasta yağ gibi katkı maddeleri kullanılmakta ve söz konusu karışımların ısı geçiş davranışlarının araştırılması gerekmektedir. Bunlara ek olarak karıştırıcı kaplarda karıştırıcı parametrelerinin ısı geçişine olan etkileri incelenmektedir. Bu alanda büyük bir araştırma gereksinimi bulunmaktadır.

7.2. Düşey Akışta Kaynama

Geliştirilen en kapsamlı d modelinde, deneysel sonuçlarla elde edilen ve literatürde [3] yer alan çalışmalar arasında büyük oranda yakınlık olduğu görülmüştür.

Deney sonuçlarının gösterdiği bir diğer önemli nokta ise ham madde giriş debisinin değeridir. Bu değer düşük olduğu zaman boru iç yüzeyinin tamamını ıslatamamaktadır. Bu nedenden dolayı tasarlanacak buharlaştırıcının boyutuna göre kütleli debisinin boru boyunca süreklilik arz etmesi gerekmektedir.

Bu nedenle oluşan yüksek kütleli debi sebebiyle film kalınlığı da artış gösterecektir. Bu etki ısı geçişi açısından ilk olarak bakıldığında negatif etki yaptığı görülebilir. Yani kütleli debinin artmasıyla film kalınlığı artacak ve ısı geçişi zorlaşacaktır. Fakat artan kütleli debiyle Re sayısı büyümekte ve ısı geçişi iyileşme ve böylece birim yüzeyden geçen ısı miktarı da artmaktadır. En az bunun kadar boru içerisinde akışkan dağılımının homojen olması ve yüzeyin tamamının kullanılabilirliği önemlidir. Bir yönüyle sıvı filminin mümkün olduğunca ince olması ve fakat tüm yüzeyi kaplayacak bir minimum kütleli debiye sahip olması gerekmektedir.

Yapılan deneylerde 60 kg/h giriş kütleli debisi dahi ısı geçişini negatif etkilemiştir. Deneyler sırasında bulunan ısı geçiş katsayıları (1000-5000 W/m²K) arasında değişmekle birlikte ortalama değer olarak literatürde verilen 2000-3000 W/m²K değerinde olduğu görülmüştür. Bu durum havuz kaynamasında 600-1700 W/m²K aralığındadır.

Film halkasının yırtıldığı kütleli debi proses şartlarına bağlı olarak değişmektedir ve dağıtım homojenliği ile dikey doğrultu sapmalarından kaynaklanan ıslanabilir yüzeyin değişkenliği söz konusudur. Başlangıçta yapılan testlerde değişkenlik tesvit edilmiş ve ancak belli bir zaman dilimi içerisinde hep aynı bölgelerin kuru kalmadığı tahmin edilmektedir. Bundan dolayı tüm deneyler için toplam yüzeyin ısı geçişine katıldığı varsayılmıştır. Ancak özellikle 10 kg/h ve altı kütleli debilerde yüzeyin tamamının ıslatılmadığı bilinmektedir. Ancak çelik malzemenin yüksek ısı iletim

yeteneği sayesinde kanat etkisiyle ıslatılmayan yüzeylerinde ısı geçişine dolaylı olarak katıldığı sanılmaktadır.

Bu konuda yapılacak müteakip çalışmalarda, film kalınlığının ve veya ıslatılan yüzey oranının ve dağılımının ölçülebilmesini sağlayan donatılara gereksinim vardır. Islatılan gerçek yüzeyin bilinmesi durumunda ısı geçiş katsayısı ve buna bağlı olarak Nu sayısı elde edilebilecektir. Ancak ölçme tekniğindeki bu eksikliğin mevcut modelin uygunluğuna her hangi bir negatif etkisi bulunmamaktadır.

KAYNAKLAR

- [1] ALTINIŞIK, K., "Uygulamalarla Isı transferi 2. Baskı", Nobel yayın dağıtım, Ankara, 2004.
- [2] ASSAD, M.E.H., LAMPINEN, M. J., "Mathematical modelling of falling liquid film evaporation process", Int. J. of Refrigeration, vol. 25, pp. 985-991, 2002.
- [3] WEISE, F., SCHOLL, S., "Evaporation of pure liquids with increased viscosity in a falling film evaporation", Heat and Mass Transfer, DOI 10.107/s00231-007-0317-9.
- [4] NUSSELT, W., "Die Kondensation des Wasserdampfes", Zeitschrift des Vereins Deutscher Ingenieure, 60 (27), pp.541-546, 1916.
- [5] RIBATSKI, G., THOME, J. R., "Nucleate boiling heat transfer of R134a on enhanced tubes", Applied Thermal Engineering", Volume 26, Issue 10, pp.1018-1031, 2006.
- [6] CHOON, N. K., CHAKRABORTY, A., AYE, S. M., XIAOLIN, W., "New pool boiling data for water with copper-foam metal at sub-atmospheric pressures: Experiments and correlation", Applied Thermal Engineering, Volume 26, Issues 11-12, pp.1286-1290, 2006.
- [7] NUKIYAMA, S., "The maximum and minimum values of heat Q transmitted from metal to boiling water under atmospheric pressure", J. Jap. Soc. Mech. Eng. 37 81934) 367-374, Translated in Int. J. Heat Mass Transfer 9, pp.1419-1433, 1966.
- [8] KILIÇ, M., YIĞIT, A., "Isı Transferi", Alfa, 2004.
- [9] HAHNE, E., BARTHAU, G., "Heat transfer and nucleation in pool-boiling", International Journal of Thermal Sciences, Volume 45, Issue 3, pp.209-216, 2006.
- [10] KIM, J.H., YOU, S.M., PAK, J.Y., "Effects of heater size and working fluids on nucleate boiling heat transfer", International Journal of Heat and Mass Transfer, Volume 49, Issues 1-2, pp. 122-131, 2006.

- [11] KOTTHOFF, S., GORENFLO, D., DANGER, E., LUKE, A., "Heat transfer and bubble formation in pool boiling: Effect of basic surface modifications for heat transfer enhancement", *International Journal of Thermal Sciences*, Volume 45, Issue 3, pp. 217-236, 2006.
- [12] CHEN, Y., GROLL, M., MERTZ, R., KULENOVIC, R., "Visualization and mechanisms of pool boiling of propane, isobutane and their mixtures on enhanced tubes with reentrant channels", *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Volume 48, Issue 12, pp. 2516-2528, 2005.
- [13] CHOON, N. K., CHAKRABORTY, A., AYE, S. M., XIAOLIN, W., "New pool boiling data for water with copper-foam metal at sub-atmospheric pressures: Experiments and correlation", *Applied Thermal Engineering*, Volume 26, Issues 11-12, pp. 1286-1290, 2006.
- [14] OZDEMIR, M., PEHLIVAN, H., "Prediction of boiling temperature and heat flux in sugar-water solutions under pool-boiling conditions", *Heat Mass Transfer*, Volume 44, pp. 827-833, 2008.
- [15] STEPHAN, K., PREUSSER, B., *Warmeübergang und maximale Warmestromdichte beim Behaltersieden binärer und ternärer Flüssigkeitsgemische*. *Chem. Ing. Tech.* 51 (1979) 37, (Synopsis MS 649/79)
- [16] AZOUBEL, P. M., CIPRIANI, D. C., EL-AOUAR, A. A., ANTONIO, G. C., MURR, F. E. X., "Effect of concentration on the physical properties of cashew juice", *Journal of Food Engineering*, Volume 66, pp. 413-417, 2005.
- [17] ZURITZ, C.A., PUNTES, E. M., MATHEY, H. H., PEREZ, E. H., GASCON, A., RUBIO, L. A., CARULLO, C. A., CHERNIKOFF, R. E., CABEZA, M. S., "Density, viscosity and coefficient of thermal expansion of clear grape juice at different soluble solid concentrations and temperatures", *Journal of Food Engineering*, Volume 71, pp. 143-149, 2005.
- [18] MAGERRAMOV, M. A., ABDULAGATOV, A. I., AZIZOV, N. D., ABDULAGATOV, I. M., "Effect of temperature, concentration and pressure on the viscosity of pomegranate and pear juice concentrates", *Journal of Food Engineering*, Volume 80, pp. 476-489, 2007.
- [19] HOLVEN, A. L., "Sucrose solutions Influence of pressure on boiling point elevation", *Industrial and Engineering Chemistry* Volume 28, No.4, pp 452.
- [20] POST, J. S., GONZALES, M.T., URBICAIN, M.J., "Determination and correlation of heat transfer coefficient in a falling film evaporator", *J. of Food Engineering*, Volume 73, pp. 320-326, 2006.

- [21] PACHECO, C.R.F., FRIONI, L.S.M., "Experimental results for evaporation of sucrose solution using a climbing/falling film plate evaporator", *J. of Food Engineering*, Volume 64, pp. 471-480, 2004.
- [22] PARK, C.D., NOSOKO, T., GIMA, S., RO, S.T., "Wave-augmented mass transfer in a liquid film falling inside a vertical tube", *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, Volume 47, pp. 2587-2598, 2004.
- [23] KARIMI, G., KAWAJI, M., "An experimental study of freely falling films in a vertical tube", *Chemical Engineering Science*, Volume 53, pp. 3501-3512, 1998.
- [24] KRUPICZKA, R., ROTKEGEL, A., ZIOBROWSKI, Z., "Heat transfer to evaporating liquid films within a vertical tube", *Chemical Engineering and Processing*, Volume 41, pp. 23-28, 2002.
- [25] HE, S., AN, P., LI, J., JACKSON, J.D., "Combined heat and mass transfer in a uniformly heated vertical tube with water film cooling", *Int. J. of Heat and Fluid Flow*, Volume 19, pp. 401-417, 1998.
- [26] CHEN, F.C., GAO, Z., "An analysis of black liquor falling film evaporation", *Int. J. of Heat and Mass Transfer*, Volume 47, pp. 1657-1671, 2004.
- [27] FUKANO, T., FURUKAWA, T., "Prediction of the effects of liquid viscosity on interfacial shear stress and frictional pressure drop in vertical upward gas-liquid annular flow", *Int. J. of Multiphase Flow*, Volume 24, pp. 587-603, 1998.
- [28] LOUAHLIA-GUALOUS, H., OMARI, L.E., PANDAY, P.K., ARTIOUKHINE, E., "Experimental analysis of the local heat transfer coefficient of falling film evaporation with and without co-current air flow velocity", *Heat and Mass Transfer*, Volume 41, pp. 1066-1076, 2005.
- [29] SONG, B., INABA, H., HORIBE, A., OZAKI, K., "Heat and mass transfer of a water film falling down a tilted plate with radiant heating and evaporation", *Heat and Mass Transfer*, Volume 34, pp. 387-393, 1999.
- [30] MEZAACHE, E., DAGUENET, M., "Effects of inlet conditions on film evaporation along an inclined plate", *Solar Energy*, Volume 78, pp. 535-542, 2004.
- [31] HOFFMAN, P., "Plate evaporators in food industry-theory and practice", *Journal of Food Engineering*, Volume 58, pp. 331-341, 2004.

- [32] JIN, W.X., LOW, S.C., QUEK, T., "Preliminary experimental study of falling film heat transfer on a vertical doubly fluted plate", *Desalination*, Volume 152, pp. 201-206, 2002.
- [33] SHAMSUDIN, R., MOHAMED, I.O., YAMAN, N.K.M., "Thermophysical properties of Thai seedles guava juice as effected by temperature and concentration", *J. of Food Engineering*, Volume 66, pp. 395-399, 2005.
- [34] KAYA, A., BELIBAGLI, K.N., "Rheology of solid Gaziantep Pekmez", *Journal of Food Engineering*, Volume 61, pp. 515-520, 2002.
- [35] NINDO, C.I., TANG, J., POWERS, J.R., SINGH, P., "Viscosity of blueberry and raspberry juices for processing applications", *Journal of Food Engineering*, Volume 69, pp. 343-350, 2005.
- [36] ARICI, M., GUMUS, T., KARA, F., "The fate of ochratoxin a during the Pekmez production from mouldy grapes", *Food control*, Volume 15, pp. 597-600, 2004.
- [37] ARSLAN, E., YENER, M.E., ESİN, A., "Rheological characterization of tahin/pekmez (sesame paste/concentrated grape juice) blends", *Journal of Food Engineering*, Volume 69(2), pp. 167-172, 2005.
- [38] SIMSEK, A., ARTIK, N., BASPINAR, E., "Detection of raisin concentrate (pekmez) adulteration by regression analysis method", *J. of Food Composition and Analysis*, Volume 17, pp. 155-163, 2004.
- [39] SENGUL, M., ERTUGAY, M.F., SENGUL, M., "Rheological, physical and chemical characteristics of mulberry pekmez", *Food Control*, Volume 16, pp. 73-76, 2005.
- [40] UCHE, J., ARTAL, J., SERRA, L., "Comparision of heat transfer coefficient correlation for thermal desalination units", *Desalination*, Volume 152, pp.195-200, 2002.
- [41] KAFI, F., RENAUDIN, V., ALONSO, D., HORNUT, J.M., WEBWR, M., "Experiential study of a three-effect plate evaporator: seawater tests in La Spezia", *Desalination*, Volume 182, pp.175-186, 2005.
- [42] RAACH, H., MITROVIC, J., "Simulation of heat and mass transfer in a multi-effect distillation plant for seawater desalination", *Desalination*, Volume 204, pp. 416-422, 2007.
- [43] ZIGIAN, C., HONGFEI, Z., KAIYAN, H., CHAOCHEN., "Steady-state experimental studies on a multi-effect thermal regeneration solar desalination unit with horizontal tube falling film evaporation" , *Desalination*, Volume 207, pp. 59-70, 2007.

- [44] LEUTHNER, S., MAUN, A.H., FIEDLER, S., AURACHER, H., "Heat and mass transfer in wavy falling films of binary mixtures", *Int. J. Therm. Sci.*, Volume 38, pp. 937-943, 1999.
- [45] FEDDAOUI, M., MIR, A., BELAHMIDI, E., "Numerical simulation of mixed convection heat and mass transfer with liquid film cooling along an insulated vertical channel", *Heat and Mass Transfer*, Volume 39, pp. 445-453, 2003.
- [46] AN, P., LI, J., JACKSON, J.D., "Study of the cooling of a uniformly heated vertical tube by an ascending flow of air and a falling water film", *Int. J. of Heat and Fluid Flow*, vol. 20, pp. 268-279, 1999.
- [47] WASSENAAR, R.H., SEGAL, G., "Numerical results of falling film absorption with water/ammonia", *Int. J. Therm. Sci.*, Volume 38, pp. 960-964, 1999.
- [48] CHUAPRASERT, S., DOUGLAS, P., NGUYEN M., "Data reconciliation of an agitated thin film evaporator using Aspenplus", *J. of Food Engineering*, Volume 39, pp. 261-267, 1999.
- [49] MIRANDA, V., SIMPSON, R., "Modelling and simulation of an industrial multiple effect evaporator: tomato concentrate", *Journal of Food Engineering*, Volume 66, pp. 203-210, 2005.
- [50] COGNE, C., ANDRIEU, J., LAURENT, P., BESSON, A., NOCQUET, J., "Experimental data and modelling of thermal properties of ice creams", *Journal of Food Engineering*, Volume 58, pp. 331-341, 2003.
- [51] KIM, S.S., BHOWMIK, S.R., "Thermophysical properties of plain yogurt as functions of moisture content", *Journal of Food Engineering*, Volume 32, pp. 109-124, 1997.
- [52] OZKAL, S.G., TULEK, Y., "Değişik süt ve bitkisel yağ örneklerinin ısı iletkenlik değerlerinin deneysel olarak belirlenmesi", *Turk J. Engin. Environ. Sci.*, Volume 25, pp. 51-60, 2001.
- [53] KAR, F., ARSLAN, N., "Effect of temperature and concentration on viscosity of orange peel pectin solution and intrinsic viscosity-molecular weight relationship", *Carbohydrate Polymers*, Volume 40, pp. 277-284, 1999.
- [54] MASKAN, M., GOGUS, F., "Effect of sugar on the rheological properties of sunflower oil-water emulsions", *Journal of Food Engineering*, Volume 43, pp. 173-177, 2000.
- [55] CHANG, Y.H., LIM, S.T., YOO, B., "Dynamic rheology of corn starch sugar composites", *Journal of Food Engineering*, Volume 64, pp. 521-527, 2004.

- [56] KIM, H.B., TADINI, C.C., SINGH, R., "Heat transfer in a plate exchanger during pasteurization of orange juice", *Journal of Food Engineering*, Volume 42, pp. 79-84, 1999.
- [57] NINDO, C.I., TANG, J., POWERS, J.R., SINGH, P., "Viscosity of blueberry and raspberry juices for processing applications", *Journal of Food Engineering*, Volume 69, pp. 343-350, 2005.
- [58] OLDFIELD, D.J., TAYLOR, M.W., SINGH, H., "Effect of preheating and other process parameters on whey protein reaction during skim milk powder manufacture", *Int. Dairy Journal*, Volume 15, pp. 501-511, 2005.
- [59] PERES, A.M., MACEDO, E.A., "A modified UNIFAC model for the calculation of thermodynamic properties of aqueous and non-aqueous solutions containing sugars", *Fluid Phase Equilibria*, Volume 139, pp. 47-74, 1997.
- [60] UGRIN, E., URBICAIN, J., "Design and simulation of multieffect evaporators", *Heat Transfer Engineering*, Volume 20, pp. 38-44, 1999.
- [61] JABRALLAH, S.B., BELGHITH, A., CORRIOU, J.P., "Convective heat and mass transfer with evaporation of a falling film evaporation in a cavity", *Int. J. of Thermal Science*, Volume 45, pp. 16-28, 2006.
- [62] JABRALLAH, S.B., CHERIF, A.S., DHIFAOU, B., BELGHITH, A., CORRIOU, J.P., "Experimental study of the evaporation of a falling film in a closed cavity", *Desalination*, Volume 180, pp.197-206, 2005.
- [63] NINDO, C.I., POWERS, J.R., TANG, J., "Influence of refractance window evaporation on quality of juices from small fruits", *LWT*, Volume 40, pp. 1000-1007, 2007.
- [64] RAACH, H., MITROVIC, J., "Seawater falling film evaporation on vertical plates with turbulence wires", *Desalination*, vol. 183, pp.307-316, 2005.
- [65] HONGFEI, Z., KAIYAN, H., YINJUN, Y., ZIQIAN, C., HUI, L., "Study on a multi-effect regeneration and integral-type solar desalination unit with falling film evaporation and condensation processes", *Solar Energy*, Volume 80, pp. 1189-1198, 2006.
- [66] SONG, M., STEIFF, A., WEINSPACH, P.-M., "Direct-contact heat transfer with change of phase: a population balance model", *Chemical Engineering Science*, Volume 54, pp. 3861-3871, 1999.
- [67] LAMBERT, R.N., JOYE, D.D., KOKO, F.W., "Design calculations of multiple-effect evaporators. 1. linear method", *Ind. Eng. Chem.Res.*, Volume 26, pp. 100-104, 1987.

- [69] ÖNER, M., “Buharlaştırıcılar”, ders notları.
- [70] CEMEROĞLU, B., “Meyva suyu üretim teknolojisi”, ders notları.
- [71] GÜLBAKAN, E., “Kimya mühendisliği ünit operasyonları cilt 2 ısı iletimi ve uygulamaları “, İTÜ mühendislik – mimarlık fakültesi sayı: 132, İTÜ Kimya-Metalurfi Fakültesi Ofset Atolyesi, 1989.
- [72] <http://www.kimyamuhendisi.com/> (Mayıs, 2008)
- [73] SAYDAMLI, İ., SAYDAMLI, E., “Gıda endüstrisi makineleri.”, Savaş yayınevi, Ankara, 2004.
- [74] GENCELİ, O. F., “Çözümlü ısı taşınımı problemleri” Birsen yayınevi, 2002.
- [75] BANCHERO J.T., BADGER, W.L., “Kimya mühendisliği ünit operasyonlar, Çeviren İhsan ÇATALTAŞ”, s. 160, Anka ofset basım evi, İstanbul, 1979.
- [76] INCROPERA, F., P., DEWITT, D., P., “Heat transfer with application 5th ed. ”, s. 604, Wiley, NewYork, 2002.
- [77] ÖZÇELEBİ, S., “Silindirik geometrideki bir ısıtıcıya dik akış halinde kritik ısı akısının incelenmesi”, s. 3-5, İTÜ Makina Fakültesi Doktora Tezi, 1983.
- [78] TUNÇ, M., “Isı Transferi”, s. 295, Doğa yayıncılık, İstanbul, 2000.
- [79] YILMAZ, T., “Teorik ve uygulamalı ısı transferi”, s. 283-284, Papatya Yayıncılık, İstanbul, 1999.
- [80] BROMLEY, A.L., “Heat transfer in stable film boiling”, Chem.Eng.Progress, Volume 46, pp. 221-227, 1950.
- [81] JESCHAR,R., ALT,R., SPECH,E. “Grundlagen der Wärmeübertragung“, Goslar, 1990.
- [82] Verein Deutscher Ingenieure: “Wärmeatlas VDI”, Verlag, 1984.
- [83] STEPHAN, K., “Wärmeübergang beim Kondensieren und beim sieden. Springer-Verlag, 1988.
- [84] ISACHENKO,V., OSİPOVA, V., SUKOMEL, A., “Heat transfer”, mir publishers, Moskova, 1969.
- [86] HOLMAN, J., P., “Heat Transfer Metric Ed.”, Mc Graw-Hill, 1992.

- [87] BRAUER, H., "Strömung und Wärmeübergang bei Rieselfilmen", VDI-Forschungsheft 459, VDI-Verlag, Dusseldorf, 1956.
- [88] DAĞSÖZ, A. K., "Isı geçişi Transferi", s. 240-241, Beta basın yayım dağıtım A.Ş., İstanbul, 1995.
- [89] BEJAN, A., "Convection heat transfer", 2nd ed., s. 408, John Wiley & Sons, 1995
- [90] KAKAÇ, S., "Örneklerle ısı transferi 4. baskı", Tıp ve teknik yayıncılık, 1980.
- [91] CHEN, S.L., GERNER, F.M., TIEN, C.L., "General film condensation correlations", Experimental Heat Transfer, Volume 1, pp. 93-107, 1987.
- [92] LABUNTSOV, D.A., "Heat transfer in film condensation of pure steam on vertical surfaces and horizontal tubes", Teploloenergetica, Volume 4, pp. 72-80, 1957.
- [93] KAKAÇ, S., "Örneklerle ısı transferi", 12. Baskı, Tıp ve teknik yayıncılık, 1998.
- [94] STEPHAN, K., PREUBER, P., "Wärmeübergang und maximale Wärmestromdichte beim Behaltersieden binärer und ternärer Flüssigkeitsgemische", Chem. Ing. Tech. 51-37, Synopse MS 649/79, 1979.
- [95] <http://www.sugartech.com/bpe/index.php> (Mayıs, 2008)
- [96] COLLIER, J., G., THOME, J., R., "Convective boiling and condensation" Clarendon Press Oxford, 1996.
- [97] CENGEL, Y., A., "Heat transfer a practical approach 2nd ed. " s.356, Mc Graw-Hill, 2003.
- [98] GENÇELİ, O.F., "Ölçme Tekniği", Birsen Yayınevi, İstanbul, 1995.
- [99] J.P.Holman, "Experimental Methods for Engineers", McGraw-Hill, pp 37-52, 1971.
- [100] MIDİLİ, A., "Doğal vakum tekniği ile atık suların damıtılması", Doktora tezi, KATÜ, 2001.
- [101] AKPINAR, E., K., "Tarımsal ürünler için siklon tipi bir kurutucunun geliştirilmesi", Doktora tezi, Fırat Ü., 2002.
- [102] KLINE, S.J., McCLINTOCK, F.A., "Describing Uncertainties in Single-Sample Experiments", Volume 1, pp.3-8, 1953.

EKLER

Ek A. Hata Analizi

A1. Giriş

Son yıllarda, özellikle bilgisayar teknolojisindeki hızlı gelişmeye paralel olarak, sayısal çalışmalar ağırlık kazanmasına rağmen, sayısal olarak elde edilen sonuçların güvenilirliğinin deneysel çalışmalarla sağlanması gerekmektedir. Bu durum deneysel çalışmaların önemini arttırmaktadır. Ancak deneysel çalışmalarda elde edilen sonuçlar kadar, ölçülen değerlerin doğruluğu da önemli olmaktadır. Doğruluğu etkileyen önemli etken ise, deneysel çalışmalar sırasında farklı nedenlerden çıkabilecek hatalardır. Deneysel çalışmalara ait hata oranlarının tespiti için, son yıllarda araştırmacılar tarafından daha çok, hata analizi tercih edilmektedir [98].

Deneysel çalışma sonuçlarının belirsizliğini etkileyen hata tiplerinin üç ana grupta toplamak mümkündür. Birinci olarak; deneyde kullanılan araç ve gereçlerin imalatından kaynaklanan hatalar, ikinci olarak; sebebi genellikle kesin olarak bilinmeyen, aynı büyüklüğün tekrar okunması sırasında ortaya çıkan sabit hatalar, üçüncü olarak; deney ve gereçlerinde rasgele elektronik salınımlarından, sürtünme etkilerinden vs. kaynaklanan rasgele hatalardır. Çoğu zaman sabit hatalar ile rasgele hataları birbirinden ayırt etmek zordur [99]. Sabit hatalar, deney sırasında okunan her değer için aynıdır ve uygun bir kalibrasyon ve düzeltme ile ortadan kaldırılabilir. Ölçü aletinin imalatının da doğru yapıldığı kabul edilirse, hata analizi; sabit ve rasgele hataları belirleyerek bunların deneysel sonuçlar üzerindeki etkilerinin ortaya konulmasıdır [100, 101].

Hata analizi sadece deneysel çalışmadan elde edilen sonuçların yorumlanmasında değil, aynı zamanda uygun ölçüm metodunun ve ölçü aracının seçiminde önemli rol

oynamaktadır. Ölçülecek büyüklük ve ölçü araçlarının seçiminden önce hata analizinin yapılması ve buna uygun büyüklük ve ölçüm aracının seçilmesi, sonuçların içinde yer alabilecek belirsizliğin minimuma indirilmesine yardımcı olacaktır [100,101]. Diğer taraftan, ölçülen büyüklüklerden hangisinin toplam hata üzerinde en etkin rol oynadığının tespit edilmesi, bu ölçümlerin daha hassas yapılması için önlem almayı gerektireceğinden sonuçların belirsizliğinin azaltılmasına ayrıca katkıda bulunacaktır.

Deneysel bulguların hata analizi için daha hassas bir yöntem, Kline ve McClintock [99] tarafından ortaya atılmıştır. Bu yöntemde ölçülmesi gereken büyüklük R ve bu büyüklüğe etki eden n adet bağımsız değişken ise $x_1, x_2, x_3, \dots, x_n$ olsun. Bu durumda;

$$R = R(x_1, x_2, x_3, \dots, x_n) \quad (9.1)$$

yazılabilir. Her bir bağımsız değişkene ait hata oranları W_1, W_2, \dots, W_n olmak üzere ve R büyüklüğünün hata oranı w_R ise,

$$W_R = \left[\left(\frac{\partial R}{\partial X_1} W_1 \right)^2 + \left(\frac{\partial R}{\partial X_2} W_2 \right)^2 + \dots + \left(\frac{\partial R}{\partial X_n} W_n \right)^2 \right]^{1/2} \quad (9.2)$$

şeklinde verilmektedir [102]. Bir parametrenin değerinin ölçülmesinde, sabit hatalar, rastgele hatalar ve imalat hataları nedeniyle ortaya çıkan hatalar dikkate alınarak toplam hata hesabı yukarıdaki denklem ile hesaplanır.

A2. Hata Analizi

Ölçülen büyüklüklerdeki hata değerlerinin belirlenmesinde, ölçü araçlarının üretici firma tarafından önerilen hata değerleri yanında yapılan kalibrasyon çalışmalarından yararlanılarak belirlenmiştir. Her ne kadarda hata analizi rasgele hataların belirlenmesi olsa bile, yukarıda belirtildiği gibi sabit hatalarla rasgele hataların birbirinden ayrılması zor olmasından dolayı her bir büyüklük için elde edilen hata

değerleri bu iki tip hatayı da kapsamaktadır. Bunun yanında diğer bir hata tipi olarak bahsedilen deneylerde kullanılan araç ve gereçlerin imalatı sırasında yapılmış her hangi bir hatanın olmadığı kabul edilmiştir. Bütün bunların göz önüne alınması ile her bir bağımsız değişken için ortaya çıkabilecek hatalar değerleri şu şekilde belirlenebilir [101]. Deneylerde sıcaklık AZ 8801 model K tipi termik çift kullanan dijital termometre ile, zaman Casio1572 model dijital saat, kütle Adam AAA 250 L model hassas terazi ve basınç ölçümü ise Pakkens EN-837-1 model vakum metre ile yapılmıştır.

— Sıcaklık ölçümünde yapılan hatalar

(a1) termoeleman çiftlerinden kaynaklanan hata = $\pm 0,35$ °C

(b1) dijital termometreden kaynaklanan hata = $\pm 0,1$ °C

(c1) çevre yada deney ortamı sıcaklığının ölçülmesinde yapılabilecek ortalama hata = $\pm 0,25$ °C

— Zaman ölçümünde yapılan hatalar

(a2) dijital zaman ölçerden kaynaklanan hata = $\pm 0,01$ dakika

— Kütle ölçümünde yapılan hatalar

(a3) hassas teraziden kaynaklanan hata = $\pm 0,0001$ g

(b3) göstergedeki hata = $\pm 0,0001$ g

(c3) ürün toplama kaplarının hassas teraziye temasından kaynaklanan hata = $\pm 0,0002$ g

— Basınç ölçümünde yapılan hatalar

(a4) sistemin titreşiminden kaynaklanan hata = ± 1 kPa

(b4) vakummetreden kaynaklanan hata = $\pm 1,5$ kPa

(c4) okumaktan kaynaklanan hata = ± 1 kPa

— Diğer hatalar

Deneyler sırasında elde edilen deneysel verileri kullanarak yapılan hesaplamalarda ihtiyaç duyulan tablo değerlerinin yada fiziksel değerlerin okunması sırasında yapılabilecek hatalarda hesap sonuçlarını etkileyebilmektedir. Bu kapsamda;

(a5)sıcaklığa ve konsantrasyona bağlı fiziksel özelliklerin tablo değerlerinin okunmasında ortaya çıkan hata

$$W_{\rho} = W_{c_p} = \dots\dots\dots = \pm 0,1 - 0,2$$

A3. Ölçülen Değerlerden Kaynaklanan Toplam Hataların Hesaplanması

Dikey borulu evaporatör deney düzeneğimizden hem imalat hem de rasgele hatalardan kaynaklanan hata hesabı 9.2 eşitliğiyle yapılabilir. Buradaki W (bağımsız değişkene ait hata oranı) değerlerinin bulunması aşağıdaki gibidir.

Sıcaklık ölçümü;

$$\begin{aligned} W_{\Delta T} &= \left[(a1)^2 + (b1)^2 + (c1)^2 \right]^{1/2} \\ &= \left[(0,35)^2 + (0,1)^2 + (0,25)^2 \right]^{1/2} \\ &= \pm 0,4415 \text{ } ^\circ C \end{aligned}$$

Zaman ölçümü;

$$\begin{aligned} W_t &= \left[(a2)^2 \right]^{1/2} \\ &= \left[(0,0002)^2 \right]^{1/2} \\ &= \pm 0,0002 \text{ s} \end{aligned}$$

Kütle ölçümü;

$$\begin{aligned} W_m &= \left[(a3)^2 + (b3)^2 + (c3)^2 \right]^{1/2} \\ &= \left[(0,0001)^2 + (0,0001)^2 + (0,0002)^2 \right]^{1/2} \\ &= \pm 0,00024 \text{ g} \end{aligned}$$

Basınç ölçümü;

$$\begin{aligned} W_p &= \left[(a4)^2 + (b4)^2 + (c4)^2 \right]^{1/2} \\ &= \left[(1)^2 + (1,5)^2 + (1)^2 \right]^{1/2} \\ &= \pm 2,0615 \text{ kPa} \end{aligned}$$

Diğer hatalar;

$$W_{\rho} = W_{c_p} = \dots\dots\dots = \pm 0,1 - 0,2$$

A4. Sonuç

Toplam ısı transfer katsayısı için belirsizlik hesabı;

$$U = \frac{\dot{m}_b i_{sb}}{A \Delta T} \quad (9.3)$$

$$W_U = \left[\left(\frac{\partial U}{\partial \dot{m}} W_{\dot{m}} \right)^2 + \left(\frac{\partial U}{\partial \Delta T} W_{\Delta T} \right)^2 + \left(\frac{\partial U}{\partial i_{sb}} W_{i_{sb}} \right)^2 \right]^{1/2} = 0,0287$$

Buharlaştırma taşınım katsayısı için belirsizlik hesabı;

$$h_b = \frac{q}{\Delta T} \quad (9.4)$$

$$W_{h_b} = \left[\left(\frac{\partial h_b}{\partial q} W_q \right)^2 + \left(\frac{\partial h_b}{\partial \Delta T} W_{\Delta T} \right)^2 \right]^{1/2} = 0,057$$

Nusselt sayısında belirsizlik;

$$Nu = 0,352 \cdot Re^{0,5} Pr^{0,33} \quad (9.5)$$

$$W_{Nu} = \left[\left(\frac{\partial Nu}{\partial Re} W_{Re} \right)^2 + \left(\frac{\partial Nu}{\partial Pr} W_{Pr} \right)^2 \right]^{1/2} = 0,0387$$

Kapitza sayısında belirsizlik;

$$Ka = \frac{\rho \cdot \sigma^3}{g \cdot \mu^4} \quad (9.6)$$

$$W_{Ka} = \left[\left(\frac{\partial Ka}{\partial \rho} W_{\rho} \right)^2 + \left(\frac{\partial Ka}{\partial \sigma} W_{\sigma} \right)^2 + \left(\frac{\partial Ka}{\partial \mu} W_{\mu_{sb}} \right)^2 \right]^{1/2} = 0,0693$$

Reynolds sayısında belirsizlik;

$$\text{Re} = \frac{V \cdot \delta}{\nu} \quad (9.7)$$

$$W_{\text{Re}} = \left[\left(\frac{\partial \text{Re}}{\partial V} W_V \right)^2 + \left(\frac{\partial \text{Re}}{\partial \delta} W_\delta \right)^2 + \left(\frac{\partial \text{Re}}{\partial \nu} W_{\nu_{\text{sb}}} \right)^2 \right]^{1/2} = 0,045$$

Konsantrasyon için belirsizlik hesabı:

$$C = \frac{m_s}{m_{\text{tpl}}} \quad (9.8)$$

$$W_c = \left[\left(\frac{\partial c}{\partial m_s} W_{m_s} \right)^2 + \left(\frac{\partial c}{\partial m_{\text{tpl}}} W_{m_{\text{tpl}}} \right)^2 \right]^{1/2} = 0,015$$

Tablo A.1. Hesaplanan büyüklükler için toplam belirsizlik (%)

U	h_b	Nu	Ka	Re	C
$\pm 2,87$	$\pm 5,7$	$\pm 3,87$	$\pm 6,93$	$\pm 4,5$	$\pm 1,5$

Ek B. Deney düzeneği için malzeme listesi

Borular:

İç çap; kalınlık	Uzunluk	Malzeme	Açıklama
29;1,5	6000	AISI 304	Buhar boruları
25;1,5	6000	AISI 304	yoğuşturucu bağlantı boruları
65;2	3000	AISI 304	Dış ana boru
35;1,5	3000	AISI 304	Toplama borusu
23;1	3000	AISI 304	Ürün borusu
¾"	4570	Bakır	Yoğuşturucu borusu

Plakalar:

Kalınlık	Çap/en-boy	Malzeme	Açıklama	Adet
5	φ 100	AISI 304	Ana boru flanşı	2
4	φ 114	AISI 304	Yoğuşturucu bağlantı flanşı	2
1,5	1624-423	AISI 304	Buharlaştırıcı ve ürün deposu gövdesi	2
1,5	423-423	AISI 304	Buharlaştırıcı ve ürün deposu alt ve üst tabanı	4
2	955-400	AISI 304	Yoğuşturucu gövdesi	1
2	φ 300	AISI 304	Yoğuşturucu alt ve üst taban	2

Bağlantı parçaları:

Parça ismi	Boyutu	Malzeme	Adet
Dirsek	φ 32	AISI 304	2
Dirsek	φ 1/2"	AISI 304	3
T bağlantı	φ 32	AISI 304	2
Redüksiyon	32-1/2"	AISI 304	1
Küresel vana	φ 25	AISI 304	1
Küresel vana	φ 3/4"	AISI 304	1
Manşon	60	AISI 304	2

Yardımcı elemanlar:

Parça ismi	Açıklama	Miktarı
Hortum ağzı	½"	6 tane
Cam kavanoz	15 L	3 tane
Gırtlak hortum	Plastik	3 m
İzolasyon malzemesi	Cam yünü	10 m ²
Klingirik Conta	Plastik	10 tane
Tespit plakası	Paslanmaz	4 tane
M10x15 cıvata ve somun	Paslanmaz	30 tane
O-ring	Plastik	10 tane
Manometre	-1/+1 bar	1 tane
Kelepçe	ø 25-40	15 tane
Kelepçe	ø 60-80	4 tane
Kelepçe	ø 90-110	4 tane
Zincir	Metal	2 m

Teçhizat Malzemesi:

Parça ismi	Açıklama	Miktarı
Seviye sensörü	-	1 tane
Şamandıra	Plastik	1 tane
Akış ayar valfi	-	2 tane
Rezistans	3 kW	6 tane
Termik çift	-	1 tane
Manometre	-1/+1 bar	1 tane

Ek C. Test Kontrol Listesi

Deneye başlamadan önce kontrol edilmesi gereken kademeler	Onay
Buharlaştırıcıdaki su seviyesi kontrolü (rezistans seviyesinin üstünde olmalı)	
Elektrik sigortası ve elektrik bağlantı noktalarının kontrolü	
Yoğuşturucu için lavabodan gelen suyun kontrolü	
Ham madde deposundaki madde miktarı	
Ham madde deposunun vanasını kontrolü	
Sayacın belirlenmesi	

- Ham madde deposunun ve sigortanın açılarak deneyin başlatılması
- Sürenin tutulması ve deney düzeneğinin rejime girmesinin sağlanması
- Deney esnasında buharlaştırıcıdaki su seviyesinin rezistans seviyesinin altına düşmediğinin kontrolü (otomatik seviye kontrolü olmaması durumunda)

Deney sonunda yapılması gerekenler	Onay
Elektrik sigortasının kapatılması	
Yoğuşturucu vanasının kapatılması	
Ham madde vanasının kapatılması	
Yoğuşturucuya gelen su musluğunun kapanması	
Sayacın okunması	

Deneyisel Çalışma Esnasında dikkat edilecek diğer konular:

- Ana elektrik şalterine yakın yerde bulunmak
- Gözlük ve eldiven kullanmak
- Binada yalnız bulunmamak
- Toprak hattının kontrolü

Yukarıdaki listede yazılı olan kademelerin kontrolünü yapıp, deneye başladım

Adı Soyadı	İmza	Tarih

Ek D. Test Protokol Örneği

Belirlenmesi gerekenler	Açıklamalar
Deney no	
Yapılan deneyin tarihi	
Deneyin başlangıç ve bitiş saati	
Deney anındaki dış ortam sıcaklığı	
Sistemin debisi	
Film düşme yüksekliği	
Isıtıcının rezistans kademesinin durumu	

süre (dk)	15	17	19	21	23	25	27	29	31	33
vakum										
süre (dk)	35	37	39	41	43	45	47	49	51	53
vakum										

Ortalama vakum basıncı	
------------------------	--

Ham madde:

Bilinmesi gerekenler	Açıklama
Ham maddenin adı	
Miktarı	
Fiziki durumu	
Sıcaklığı	
Viskozitesi	
Konsantrasyon	
Dara (g)	
İlk Tartı= Dara+numune (g)	
Son Tartı =kurutma sonrası (g)	
İlk tartı-dara	
Son tartı-dara	
Kalan kuru madde miktarı	
Konsantrasyon $c = \frac{\text{kuru madde}}{\text{toplamlam (ilk tartı - dara)}}$	

Ürün:

Numune No	1	2	3
Dara (g)			
İlk Tartı= Dara+numune (g)			
Son Tartı =kurutma sonrası (g)			
İlk tartı-dara			
Son tartı-dara			
Kalan kuru madde miktarı			
Konsantrasyon $c = \frac{\textit{kuru madde}}{\textit{toplama (ilk tartı - dara)}}$			
Sıcaklığı			
Viskozitesi			

Ek D1. Örnek Test Protokol Örneği

Deneyler sırasında kullanılan test protokolünün örnek bir deney için doldurulmuş şekli:

Belirlenmesi gerekenler	Açıklamalar
Deney no	51
Yapılan deneyin tarihi	02.03.2007
Deneyin başlangıç ve bitiş saati	18:06
Deney anındaki dış ortam sıcaklığı	17,3 °C-17,6 °C
Sistemin debisi	III
Film düşme yüksekliği	1,5 m
Isıtıcının rezistans kademesinin durumu	2

süre (dk)	15	17	19	21	23	25	27	29	31	33
vakum	525	530	525	530	530	530	530	530	530	530
süre (dk)	35	37	39	41	43	45	47	49	51	53
vakum	540	550	540	550	550	545	550	550	550	

Ortalama vakum basıncı	535 mmHg
------------------------	----------

Ham madde:

Bilinmesi gerekenler	Açıklama
Ham maddenin adı	Şekerli su
Miktarı	80 mm
Fiziki durumu	Çözelti
Sıcaklığı	25,2 °C
Viskozitesi	1,13 mPa.s
Konsantrasyon	
Dara (g)	116,82
İlk Tartı= Dara+numune (g)	168,97
Son Tartı =kurutma sonrası (g)	119,56
İlk tartı-dara	52,15
Son tartı-dara	2,74
Kalan kuru madde miktarı	
Konsantrasyon $c = \frac{\text{kuru madde}}{\text{toplam (ilk tartı - dara)}}$	%5,25

Ürün:

Numune No	1	2	3
Dara (g)	115,84	116,93	123,94
İlk Tartı= Dara+numune (g)	144,63	137,64	152,14
Son Tartı =kurutma sonrası (g)	118,46	118,78	126,55
İlk tartı-dara	28,79	20,71	28,2
Son tartı-dara	2,62	1,85	2,61
Kalan kuru madde miktarı			
Konsantrasyon $c = \frac{\text{kuru madde}}{\text{toplam (ilk tartı - dara)}}$	%9,1	%8,93	%9,25
Sıcaklığı	36,7 °C		
Viskozitesi	0,81 mPa.s		

Ek D2. Örnek Test Protokol Örneği

Deneyle sırasında kullanılan test protokolünün örnek bir deney için doldurulmuş şekli:

Belirlenmesi gerekenler	Açıklamalar
Deney no	59
Yapılan deneyin tarihi	03.03.2007
Deneyin başlangıç ve bitiş saati	14:35
Deney anındaki dış ortam sıcaklığı	12,9 °C-13°C
Sistemin debisi	II
Film düşme yüksekliği	0,5 m
Isıtıcının rezistans kademesinin durumu	2

süre (dk)	15	17	19	21	23	25	27	29	31	33
vakum	520	520	520	520	520	520	520	520	525	530
süre (dk)	35	37	39	41	43	45	47	49	51	53
vakum	520	525	520	520	520	520	520	525	520	

Ortalama vakum basıncı	520 mmHg
------------------------	----------

Ham madde:

Bilinmesi gerekenler	Açıklama
Ham maddenin adı	Şekerli su
Miktarı	115 mm
Fiziki durumu	Çözelti
Sıcaklığı	23,9 °C
Viskozitesi	1,14 mPa.s
Konsantrasyon	
Dara (g)	118,12
İlk Tartı= Dara+numune (g)	159,24
Son Tartı =kurutma sonrası (g)	121,17
İlk tartı-dara	41,12
Son tartı-dara	3,05
Kalan kuru madde miktarı	
Konsantrasyon $c = \frac{\text{kuru madde}}{\text{toplam (ilk tartı - dara)}}$	%7,41

Ürün:

Numune No	1	2	3
Dara (g)	123,82	117,96	123,72
İlk Tartı= Dara+numune (g)	148,18	163,45	153,63
Son Tartı =kurutma sonrası (g)	126,67	123,45	127,19
İlk tartı-dara	24,36	45,49	29,91
Son tartı-dara	2,85	5,49	3,47
Kalan kuru madde miktarı			
Konsantrasyon $c = \frac{\text{kuru madde}}{\text{toplam (ilk tartı - dara)}}$	%11,69	%12,06	%11,6
Sıcaklığı	40,7 °C		
Viskozitesi	1,15 mPa.s		

Ek E. Örnek Bir Uygulama İçin D Modelinin Sayısal Değerleri

(cm)	sıvı hızı	Rey-Sıvı	Nusselt	dm	film kal. (m)	tpl kütle
0.01	0.5672	47.70841	2.983541	0.000422	0.00009	0.000422
0.02	0.24101	20.27187	1.944829	0.000158	0.000233316	0.000579
0.03	0.184018	40.12566	2.736186	8.55E-05	0.000311094	0.000665
0.04	0.15525	45.13779	2.902049	6.8E-05	0.000372963	0.000733
0.05	0.137107	47.79064	2.986111	5.84E-05	0.000426063	0.000791
0.06	0.124333	49.50806	3.039293	5.2E-05	0.000473373	0.000843
0.07	0.114716	50.75085	3.077203	4.74E-05	0.000516486	0.000891
0.08	0.107141	51.71692	3.106354	4.38E-05	0.000556375	0.000934
0.09	0.100978	52.50617	3.129967	4.1E-05	0.000593685	0.000975
0.10	0.095837	53.17473	3.149831	3.87E-05	0.000628873	0.001014
0.11	0.091465	53.75672	3.167021	3.67E-05	0.000662272	0.001051
0.12	0.087688	54.2741	3.182225	3.5E-05	0.00069414	0.001086
0.13	0.084383	54.74173	3.195905	3.36E-05	0.000724675	0.001119
0.14	0.08146	55.17002	3.208382	3.23E-05	0.000754038	0.001152
0.15	0.07885	55.56653	3.219891	3.11E-05	0.000782359	0.001183
0.16	0.076503	55.93685	3.230603	3.01E-05	0.000809745	0.001213
0.17	0.074376	56.28528	3.240649	2.92E-05	0.000836288	0.001242
0.18	0.072437	56.61511	3.25013	2.83E-05	0.000862063	0.00127
0.19	0.070661	56.92897	3.259127	2.76E-05	0.000887137	0.001298
0.20	0.069025	57.22897	3.267703	2.68E-05	0.000911566	0.001325
0.21	0.067513	57.5168	3.27591	2.62E-05	0.0009354	0.001351
0.22	0.06611	57.79388	3.283791	2.56E-05	0.000958683	0.001377
0.23	0.064803	58.06137	3.291381	2.5E-05	0.000981453	0.001402
0.24	0.063582	58.32026	3.298711	2.45E-05	0.001003744	0.001426
0.25	0.062438	58.57138	3.305805	2.4E-05	0.001025587	0.00145
0.26	0.061362	58.81545	3.312686	2.35E-05	0.001047009	0.001474
0.27	0.06035	59.05307	3.319371	2.31E-05	0.001068035	0.001497
0.28	0.059394	59.28479	3.325877	2.27E-05	0.001088688	0.001519
0.29	0.05849	59.51107	3.332218	2.23E-05	0.001108987	0.001542
0.30	0.057632	59.73231	3.338407	2.19E-05	0.001128952	0.001564
0.31	0.056818	59.94888	3.344453	2.16E-05	0.0011486	0.001585
0.32	0.056044	60.1611	3.350368	2.13E-05	0.001167945	0.001607
0.33	0.055307	60.36926	3.356159	2.09E-05	0.001187003	0.001627
0.34	0.054603	60.57361	3.361834	2.06E-05	0.001205787	0.001648
0.35	0.05393	60.77438	3.367401	2.04E-05	0.001224309	0.001668
0.36	0.053287	60.97178	3.372865	2.01E-05	0.00124258	0.001689
0.37	0.052671	61.16599	3.378233	1.98E-05	0.001260611	0.001708
0.38	0.05208	61.3572	3.383509	1.96E-05	0.001278412	0.001728
0.39	0.051512	61.54556	3.388698	1.93E-05	0.001295992	0.001747
0.40	0.050967	61.7312	3.393805	1.91E-05	0.001313359	0.001766
0.41	0.050442	61.91427	3.398834	1.89E-05	0.001330523	0.001785
0.42	0.049936	62.09488	3.403788	1.86E-05	0.001347489	0.001804
0.43	0.049449	62.27315	3.40867	1.84E-05	0.001364266	0.001822
0.44	0.048979	62.44917	3.413484	1.82E-05	0.001380861	0.001841
0.45	0.048525	62.62305	3.418233	1.8E-05	0.001397278	0.001859
0.46	0.048087	62.79487	3.422919	1.79E-05	0.001413525	0.001876
0.47	0.047663	62.96472	3.427545	1.77E-05	0.001429607	0.001894

0.48	0.047252	63.13267	3.432113	1.75E-05	0.001445529	0.001912
0.49	0.046855	63.29879	3.436626	1.73E-05	0.001461296	0.001929
0.50	0.046469	63.46316	3.441085	1.72E-05	0.001476914	0.001946
0.51	0.046096	63.62583	3.445493	1.7E-05	0.001492386	0.001963
0.52	0.045733	63.78688	3.44985	1.68E-05	0.001507717	0.00198
0.53	0.045382	63.94634	3.45416	1.67E-05	0.001522912	0.001997
0.54	0.04504	64.10428	3.458423	1.66E-05	0.001537973	0.002013
0.55	0.044708	64.26074	3.462641	1.64E-05	0.001552905	0.00203
0.56	0.044384	64.41577	3.466815	1.63E-05	0.001567711	0.002046
0.57	0.04407	64.56943	3.470947	1.61E-05	0.001582395	0.002062
0.58	0.043764	64.72173	3.475039	1.6E-05	0.001596959	0.002078
0.59	0.043466	64.87274	3.47909	1.59E-05	0.001611408	0.002094
0.60	0.043176	65.02249	3.483103	1.58E-05	0.001625744	0.00211
0.61	0.042893	65.17101	3.487079	1.56E-05	0.001639969	0.002125
0.62	0.042617	65.31833	3.491018	1.55E-05	0.001654087	0.002141
0.63	0.042348	65.46449	3.494922	1.54E-05	0.0016681	0.002156
0.64	0.042085	65.60953	3.498791	1.53E-05	0.001682011	0.002171
0.65	0.041829	65.75347	3.502627	1.52E-05	0.001695822	0.002187
0.66	0.041578	65.89633	3.50643	1.51E-05	0.001709535	0.002202
0.67	0.041333	66.03815	3.510201	1.5E-05	0.001723153	0.002217
0.68	0.041094	66.17896	3.513941	1.49E-05	0.001736678	0.002232
0.69	0.04086	66.31877	3.517651	1.48E-05	0.001750111	0.002246
0.70	0.040631	66.45761	3.521332	1.47E-05	0.001763456	0.002261
0.71	0.040408	66.5955	3.524983	1.46E-05	0.001776713	0.002276
0.72	0.040189	66.73247	3.528606	1.45E-05	0.001789885	0.00229
0.73	0.039974	66.86854	3.532202	1.44E-05	0.001802973	0.002304
0.74	0.039764	67.00373	3.53577	1.43E-05	0.001815979	0.002319
0.75	0.039559	67.13805	3.539313	1.42E-05	0.001828905	0.002333
0.76	0.039357	67.27153	3.542829	1.41E-05	0.001841752	0.002347
0.77	0.03916	67.40418	3.54632	1.4E-05	0.001854523	0.002361
0.78	0.038966	67.53602	3.549787	1.4E-05	0.001867217	0.002375
0.79	0.038776	67.66707	3.553229	1.39E-05	0.001879838	0.002389
0.80	0.03859	67.79734	3.556648	1.38E-05	0.001892386	0.002403
0.81	0.038407	67.92685	3.560044	1.37E-05	0.001904863	0.002416
0.82	0.038228	68.05562	3.563416	1.36E-05	0.00191727	0.00243
0.83	0.038052	68.18365	3.566767	1.36E-05	0.001929608	0.002444
0.84	0.03788	68.31097	3.570095	1.35E-05	0.001941879	0.002457
0.85	0.03771	68.43759	3.573402	1.34E-05	0.001954083	0.00247
0.86	0.037543	68.56351	3.576688	1.33E-05	0.001966222	0.002484
0.87	0.03738	68.68876	3.579954	1.33E-05	0.001978298	0.002497
0.88	0.037219	68.81334	3.583199	1.32E-05	0.00199031	0.00251
0.89	0.037061	68.93727	3.586424	1.31E-05	0.002002261	0.002523
0.90	0.036906	69.06056	3.589629	1.31E-05	0.002014151	0.002536
0.91	0.036753	69.18321	3.592816	1.3E-05	0.002025981	0.002549
0.92	0.036603	69.30525	3.595983	1.29E-05	0.002037753	0.002562
0.93	0.036455	69.42668	3.599132	1.29E-05	0.002049467	0.002575
0.94	0.03631	69.54751	3.602263	1.28E-05	0.002061124	0.002588
0.95	0.036167	69.66775	3.605375	1.27E-05	0.002072725	0.002601
0.96	0.036026	69.78742	3.60847	1.27E-05	0.002084272	0.002614
0.97	0.035888	69.90651	3.611548	1.26E-05	0.002095764	0.002626
0.98	0.035752	70.02504	3.614608	1.26E-05	0.002107202	0.002639
0.99	0.035617	70.14303	3.617652	1.25E-05	0.002118588	0.002651
1.00	0.035485	70.26047	3.620679	1.25E-05	0.002129923	0.002664

1.01	0.035355	70.37737	3.62369	1.24E-05	0.002141206	0.002676
1.02	0.035227	70.49375	3.626685	1.23E-05	0.00215244	0.002688
1.03	0.035101	70.60961	3.629664	1.23E-05	0.002163623	0.002701
1.04	0.034976	70.72496	3.632628	1.22E-05	0.002174759	0.002713
1.05	0.034854	70.83981	3.635576	1.22E-05	0.002185846	0.002725
1.06	0.034733	70.95416	3.638509	1.21E-05	0.002196886	0.002737
1.07	0.034614	71.06802	3.641428	1.21E-05	0.002207879	0.002749
1.08	0.034497	71.18141	3.644331	1.2E-05	0.002218826	0.002761
1.09	0.034381	71.29432	3.64722	1.2E-05	0.002229727	0.002773
1.10	0.034267	71.40676	3.650095	1.19E-05	0.002240584	0.002785
1.11	0.034154	71.51874	3.652956	1.19E-05	0.002251397	0.002797
1.12	0.034043	71.63026	3.655803	1.18E-05	0.002262167	0.002809
1.13	0.033934	71.74134	3.658637	1.18E-05	0.002272893	0.002821
1.14	0.033825	71.85197	3.661457	1.17E-05	0.002283577	0.002833
1.15	0.033719	71.96217	3.664264	1.17E-05	0.002294219	0.002844
1.16	0.033614	72.07194	3.667057	1.17E-05	0.00230482	0.002856
1.17	0.03351	72.18128	3.669838	1.16E-05	0.00231538	0.002868
1.18	0.033407	72.29021	3.672606	1.16E-05	0.0023259	0.002879
1.19	0.033306	72.39872	3.675361	1.15E-05	0.00233638	0.002891
1.20	0.033206	72.50682	3.678104	1.15E-05	0.002346821	0.002902
1.21	0.033108	72.61451	3.680834	1.14E-05	0.002357223	0.002914
1.22	0.03301	72.72181	3.683553	1.14E-05	0.002367587	0.002925
1.23	0.032914	72.82872	3.686259	1.13E-05	0.002377913	0.002936
1.24	0.032819	72.93523	3.688954	1.13E-05	0.002388201	0.002948
1.25	0.032725	73.04137	3.691637	1.13E-05	0.002398453	0.002959
1.26	0.032632	73.14712	3.694309	1.12E-05	0.002408669	0.00297
1.27	0.032541	73.2525	3.696969	1.12E-05	0.002418848	0.002981
1.28	0.03245	73.35751	3.699618	1.11E-05	0.002428992	0.002992
1.29	0.032361	73.46215	3.702255	1.11E-05	0.002439101	0.003004
1.30	0.032273	73.56643	3.704882	1.11E-05	0.002449175	0.003015
1.31	0.032185	73.67035	3.707498	1.1E-05	0.002459215	0.003026
1.32	0.032099	73.77392	3.710103	1.1E-05	0.00246922	0.003037
1.33	0.032014	73.87715	3.712698	1.1E-05	0.002479192	0.003048
1.34	0.031929	73.98002	3.715282	1.09E-05	0.002489131	0.003058
1.35	0.031846	74.08256	3.717856	1.09E-05	0.002499037	0.003069
1.36	0.031763	74.18475	3.720419	1.09E-05	0.002508911	0.00308
1.37	0.031682	74.28662	3.722973	1.08E-05	0.002518752	0.003091
1.38	0.031601	74.38815	3.725516	1.08E-05	0.002528562	0.003102
1.39	0.031521	74.48936	3.72805	1.07E-05	0.00253834	0.003113
1.40	0.031442	74.59024	3.730573	1.07E-05	0.002548088	0.003123
1.41	0.031364	74.69081	3.733087	1.07E-05	0.002557804	0.003134
1.42	0.031287	74.79105	3.735592	1.06E-05	0.00256749	0.003145
1.43	0.031211	74.89099	3.738087	1.06E-05	0.002577146	0.003155
1.44	0.031135	74.99062	3.740572	1.06E-05	0.002586772	0.003166
1.45	0.03106	75.08994	3.743048	1.05E-05	0.002596369	0.003176
1.46	0.030986	75.18895	3.745515	1.05E-05	0.002605937	0.003187
1.47	0.030913	75.28767	3.747973	1.05E-05	0.002615475	0.003197
1.48	0.030841	75.38609	3.750422	1.05E-05	0.002624986	0.003208
1.49	0.030769	75.48421	3.752862	1.04E-05	0.002634467	0.003218
1.50	0.030698	75.58205	3.755294	1.04E-05	0.002643921	0.003229
1.51	0.030628	75.6796	3.757716	1.04E-05	0.002653347	0.003239
1.52	0.030558	75.77686	3.76013	1.03E-05	0.002662746	0.003249
1.53	0.030489	75.87384	3.762535	1.03E-05	0.002672117	0.00326

1.54	0.030421	75.97054	3.764932	1.03E-05	0.002681462	0.00327
1.55	0.030353	76.06696	3.767321	1.02E-05	0.00269078	0.00328
1.56	0.030287	76.16311	3.769701	1.02E-05	0.002700071	0.00329
1.57	0.03022	76.25898	3.772073	1.02E-05	0.002709337	0.003301
1.58	0.030155	76.35459	3.774437	1.02E-05	0.002718576	0.003311
1.59	0.03009	76.44993	3.776792	1.01E-05	0.00272779	0.003321
1.60	0.030025	76.54501	3.77914	1.01E-05	0.002736978	0.003331
1.61	0.029962	76.63982	3.78148	1.01E-05	0.002746141	0.003341
1.62	0.029899	76.73438	3.783812	1E-05	0.00275528	0.003351
1.63	0.029836	76.82868	3.786136	1E-05	0.002764393	0.003361
1.64	0.029774	76.92272	3.788453	9.99E-06	0.002773482	0.003371
1.65	0.029713	77.01652	3.790762	9.96E-06	0.002782547	0.003381
1.66	0.029652	77.11006	3.793063	9.94E-06	0.002791588	0.003391
1.67	0.029592	77.20335	3.795357	9.91E-06	0.002800605	0.003401
1.68	0.029532	77.2964	3.797644	9.88E-06	0.002809598	0.003411
1.69	0.029473	77.38921	3.799923	9.86E-06	0.002818568	0.003421
1.70	0.029414	77.48178	3.802195	9.83E-06	0.002827515	0.00343
1.71	0.029356	77.5741	3.804459	9.81E-06	0.002836438	0.00344
1.72	0.029298	77.66619	3.806717	9.78E-06	0.002845339	0.00345
1.73	0.029241	77.75805	3.808967	9.76E-06	0.002854217	0.00346
1.74	0.029185	77.84967	3.811211	9.73E-06	0.002863073	0.003469
1.75	0.029128	77.94106	3.813447	9.71E-06	0.002871907	0.003479
1.76	0.029073	78.03222	3.815677	9.68E-06	0.002880719	0.003489
1.77	0.029018	78.12316	3.817899	9.66E-06	0.002889509	0.003499
1.78	0.028963	78.21387	3.820115	9.64E-06	0.002898277	0.003508
1.79	0.028909	78.30435	3.822324	9.61E-06	0.002907023	0.003518
1.80	0.028855	78.39462	3.824527	9.59E-06	0.002915749	0.003527
1.81	0.028802	78.48467	3.826723	9.57E-06	0.002924453	0.003537
1.82	0.028749	78.57449	3.828912	9.54E-06	0.002933136	0.003546
1.83	0.028696	78.66411	3.831095	9.52E-06	0.002941799	0.003556
1.84	0.028644	78.7535	3.833271	9.5E-06	0.002950441	0.003565
1.85	0.028593	78.84269	3.835441	9.48E-06	0.002959062	0.003575
1.86	0.028542	78.93166	3.837604	9.45E-06	0.002967664	0.003584
1.87	0.028491	79.02043	3.839762	9.43E-06	0.002976245	0.003594
1.88	0.028441	79.10899	3.841913	9.41E-06	0.002984806	0.003603
1.89	0.028391	79.19734	3.844057	9.39E-06	0.002993348	0.003613
1.90	0.028341	79.28549	3.846196	9.37E-06	0.003001869	0.003622
1.91	0.028292	79.37343	3.848329	9.34E-06	0.003010372	0.003631
1.92	0.028244	79.46118	3.850455	9.32E-06	0.003018855	0.003641
1.93	0.028195	79.54872	3.852576	9.3E-06	0.003027318	0.00365
1.94	0.028147	79.63607	3.85469	9.28E-06	0.003035763	0.003659
1.95	0.0281	79.72322	3.856799	9.26E-06	0.003044189	0.003669
1.96	0.028052	79.81017	3.858901	9.24E-06	0.003052596	0.003678
1.97	0.028006	79.89694	3.860998	9.22E-06	0.003060985	0.003687
1.98	0.027959	79.9835	3.86309	9.2E-06	0.003069355	0.003696
1.99	0.027913	80.06988	3.865175	9.18E-06	0.003077707	0.003705
2.00	0.027867	80.15607	3.867255	9.16E-06	0.00308604	0.003714
2.01	0.027822	80.24208	3.869329	9.14E-06	0.003094356	0.003724
2.02	0.027777	80.32789	3.871397	9.12E-06	0.003102653	0.003733
2.03	0.027732	80.41352	3.87346	9.1E-06	0.003110933	0.003742
2.04	0.027687	80.49897	3.875518	9.08E-06	0.003119195	0.003751
2.05	0.027643	80.58423	3.87757	9.06E-06	0.00312744	0.00376
2.06	0.0276	80.66931	3.879616	9.04E-06	0.003135667	0.003769

2.07	0.027556	80.75422	3.881657	9.02E-06	0.003143877	0.003778
2.08	0.027513	80.83894	3.883693	9E-06	0.00315207	0.003787
2.09	0.02747	80.92349	3.885723	8.99E-06	0.003160246	0.003796
2.10	0.027428	81.00786	3.887748	8.97E-06	0.003168405	0.003805
2.11	0.027386	81.09206	3.889768	8.95E-06	0.003176547	0.003814
2.12	0.027344	81.17608	3.891783	8.93E-06	0.003184673	0.003823
2.13	0.027302	81.25993	3.893792	8.91E-06	0.003192782	0.003832
2.14	0.027261	81.34361	3.895797	8.89E-06	0.003200874	0.003841
2.15	0.02722	81.42712	3.897796	8.88E-06	0.00320895	0.00385
2.16	0.027179	81.51046	3.89979	8.86E-06	0.00321701	0.003858
2.17	0.027139	81.59363	3.901779	8.84E-06	0.003225054	0.003867
2.18	0.027098	81.67664	3.903763	8.82E-06	0.003233082	0.003876
2.19	0.027059	81.75948	3.905743	8.81E-06	0.003241094	0.003885
2.20	0.027019	81.84216	3.907717	8.79E-06	0.00324909	0.003894
2.21	0.02698	81.92467	3.909686	8.77E-06	0.003257071	0.003902
2.22	0.026941	82.00702	3.911651	8.75E-06	0.003265036	0.003911
2.23	0.026902	82.08921	3.913611	8.74E-06	0.003272986	0.00392
2.24	0.026863	82.17124	3.915565	8.72E-06	0.00328092	0.003929
2.25	0.026825	82.25311	3.917516	8.7E-06	0.003288839	0.003937
2.26	0.026787	82.33483	3.919461	8.69E-06	0.003296743	0.003946
2.27	0.026749	82.41638	3.921402	8.67E-06	0.003304632	0.003955
2.28	0.026712	82.49778	3.923338	8.65E-06	0.003312506	0.003963
2.29	0.026675	82.57903	3.925269	8.64E-06	0.003320365	0.003972
2.30	0.026638	82.66012	3.927196	8.62E-06	0.003328209	0.003981
2.31	0.026601	82.74106	3.929118	8.6E-06	0.003336039	0.003989
2.32	0.026564	82.82185	3.931036	8.59E-06	0.003343854	0.003998
2.33	0.026528	82.90249	3.932949	8.57E-06	0.003351654	0.004006
2.34	0.026492	82.98297	3.934858	8.56E-06	0.00335944	0.004015
2.35	0.026456	83.06331	3.936762	8.54E-06	0.003367212	0.004024
2.36	0.026421	83.1435	3.938662	8.53E-06	0.00337497	0.004032
2.37	0.026385	83.22354	3.940557	8.51E-06	0.003382714	0.004041
2.38	0.02635	83.30344	3.942448	8.49E-06	0.003390443	0.004049
2.39	0.026315	83.38319	3.944335	8.48E-06	0.003398159	0.004058
2.40	0.02628	83.46279	3.946218	8.46E-06	0.003405861	0.004066
2.41	0.026246	83.54225	3.948096	8.45E-06	0.003413549	0.004074
2.42	0.026212	83.62157	3.949969	8.43E-06	0.003421223	0.004083
2.43	0.026178	83.70075	3.951839	8.42E-06	0.003428884	0.004091
2.44	0.026144	83.77979	3.953704	8.4E-06	0.003436531	0.0041
2.45	0.02611	83.85868	3.955566	8.39E-06	0.003444165	0.004108
2.46	0.026077	83.93744	3.957423	8.37E-06	0.003451786	0.004116
2.47	0.026044	84.01606	3.959275	8.36E-06	0.003459393	0.004125
2.48	0.026011	84.09454	3.961124	8.35E-06	0.003466987	0.004133
2.49	0.025978	84.17289	3.962969	8.33E-06	0.003474568	0.004141
2.50	0.025945	84.25109	3.96481	8.32E-06	0.003482136	0.00415
2.51	0.025913	84.32917	3.966646	8.3E-06	0.003489691	0.004158
2.52	0.025881	84.40711	3.968479	8.29E-06	0.003497233	0.004166
2.53	0.025849	84.48491	3.970307	8.27E-06	0.003504762	0.004175
2.54	0.025817	84.56258	3.972132	8.26E-06	0.003512279	0.004183
2.55	0.025785	84.64012	3.973953	8.25E-06	0.003519783	0.004191
2.56	0.025754	84.71753	3.97577	8.23E-06	0.003527274	0.004199
2.57	0.025723	84.79481	3.977582	8.22E-06	0.003534753	0.004208
2.58	0.025691	84.87196	3.979392	8.21E-06	0.00354222	0.004216
2.59	0.025661	84.94897	3.981197	8.19E-06	0.003549674	0.004224

2.60	0.02563	85.02587	3.982998	8.18E-06	0.003557116	0.004232
2.61	0.025599	85.10263	3.984796	8.17E-06	0.003564545	0.00424
2.62	0.025569	85.17926	3.986589	8.15E-06	0.003571963	0.004249
2.63	0.025539	85.25577	3.988379	8.14E-06	0.003579368	0.004257
2.64	0.025509	85.33216	3.990166	8.13E-06	0.003586761	0.004265
2.65	0.025479	85.40842	3.991948	8.11E-06	0.003594143	0.004273
2.66	0.025449	85.48455	3.993727	8.1E-06	0.003601512	0.004281
2.67	0.02542	85.56056	3.995502	8.09E-06	0.00360887	0.004289
2.68	0.02539	85.63645	3.997274	8.07E-06	0.003616216	0.004297
2.69	0.025361	85.71222	3.999042	8.06E-06	0.00362355	0.004305
2.70	0.025332	85.78786	4.000806	8.05E-06	0.003630873	0.004313
2.71	0.025304	85.86339	4.002567	8.03E-06	0.003638184	0.004321
2.72	0.025275	85.93879	4.004324	8.02E-06	0.003645484	0.004329
2.73	0.025246	86.01408	4.006077	8.01E-06	0.003652772	0.004337
2.74	0.025218	86.08924	4.007827	8E-06	0.003660049	0.004345
2.75	0.02519	86.16429	4.009574	7.98E-06	0.003667314	0.004353
2.76	0.025162	86.23922	4.011317	7.97E-06	0.003674568	0.004361
2.77	0.025134	86.31403	4.013056	7.96E-06	0.003681812	0.004369
2.78	0.025106	86.38873	4.014793	7.95E-06	0.003689044	0.004377
2.79	0.025079	86.46331	4.016525	7.94E-06	0.003696264	0.004385
2.80	0.025051	86.53778	4.018254	7.92E-06	0.003703474	0.004393
2.81	0.025024	86.61213	4.01998	7.91E-06	0.003710673	0.004401
2.82	0.024997	86.68636	4.021703	7.9E-06	0.003717861	0.004409
2.83	0.02497	86.76049	4.023422	7.89E-06	0.003725039	0.004417
2.84	0.024943	86.8345	4.025137	7.88E-06	0.003732205	0.004425
2.85	0.024916	86.9084	4.02685	7.86E-06	0.003739361	0.004432
2.86	0.02489	86.98219	4.028559	7.85E-06	0.003746506	0.00444
2.87	0.024863	87.05586	4.030265	7.84E-06	0.003753641	0.004448
2.88	0.024837	87.12943	4.031967	7.83E-06	0.003760765	0.004456
2.89	0.024811	87.20288	4.033667	7.82E-06	0.003767878	0.004464
2.90	0.024785	87.27623	4.035363	7.81E-06	0.003774981	0.004472
2.91	0.024759	87.34947	4.037055	7.79E-06	0.003782074	0.004479
2.92	0.024733	87.4226	4.038745	7.78E-06	0.003789156	0.004487
2.93	0.024707	87.49562	4.040431	7.77E-06	0.003796228	0.004495
2.94	0.024682	87.56853	4.042114	7.76E-06	0.00380329	0.004503
2.95	0.024657	87.64134	4.043794	7.75E-06	0.003810341	0.004511
2.96	0.024631	87.71404	4.045471	7.74E-06	0.003817383	0.004518
2.97	0.024606	87.78664	4.047145	7.73E-06	0.003824414	0.004526
2.98	0.024581	87.85913	4.048816	7.72E-06	0.003831435	0.004534
2.99	0.024557	87.93152	4.050483	7.71E-06	0.003838447	0.004541
3.00	0.024532	88.0038	4.052148	7.69E-06	0.003845448	0.004549
			3.70288	16.37672		16.37672
			ort Nu	toplam buharlaşma miktarı (kg/h)		

ÖZGEÇMİŞ

1977 yılında Sakarya’da doğdu. İlk ve orta öğrenimi Fethiye’de tamamladıktan sonra İzmir Atatürk Lisesi’nden mezun oldu. Daha sonra 1999 yılında Sakarya Üniversitesi Makine Mühendisliği bölümünü dereceyle tamamladı. 2000 yılından beri aynı üniversitede Araştırma Görevlisi olarak çalışmaktadır.

Hüseyin PEHLİVAN