

755620

ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YÜKSEK LİSANS TEZİ

FARKLI BOYUTLARDAKİ DÜŞEY SİLİNDİRLERDE DURGUN
FİLM KAYNAMANIN FARKLI KONSANTRASYONLARDA
DENEYSEL İNCELENMESİ

Doğan ÇİLOĞLU

MAKİNA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

ERZURUM
2004

Her hakkı saklıdır

Yr. Doç. Dr. A. BÖLÜKBAŞI... 'nın danışmanlığında, Doğan ÇİLOĞLU tarafından hazırlanan bu çalışma 01.10.2004 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Makine Mühendisliği Anabilim Dalı'nda **Yüksek Lisans tezi** olarak kabul edilmiştir.

Başkan: Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI İmza : 

Üye : Yr. Doç. Dr. A. BÖLÜKBAŞI İmza : 

Üye : Yr. Doç. Dr. Orhan LAGİN İmza : 

Üye : İmza :

Yukarıdaki sonucu onaylarım

Prof. Dr. Mehmet ERTUĞRUL
Enstitü Müdürü

..... 

Enstitü Müdürü

ÖZET

Y. Lisans Tezi

FARKLI BOYUTLARDAKİ DÜŞEY SİLİNDİRLERDE DURGUN FİLM KAYNAMANIN FARKLI KONSANTRASYONLARDA DENEYSEL İNCELENMESİ

Doğan ÇİLOĞLU

Atatürk Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Makina Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Yrd. Doç. Dr. Abdurrahim BÖLÜKBAŞI

Kaynama mekanizması büyük miktarlardaki ısı enerjisini düşük sıcaklık farklarında transfer etmeye imkan sağlar. Birçok mühendislik problemi kaynamayla ilişkilidir. Özellikle sertleştirme işleminde kontrollü bir soğuma gerçekleştirildiğinden film kaynama çok önemlidir.

Bu çalışmada, düşey silindirler etrafında-doymuş kaynama ve soğuk kaynama (subcooled) şartlarında-durgun film kaynama özellikleri deneysel olarak incelenmiştir. Deneylerde pirinç malzemeden yapılmış farklı boyutlardaki silindirler kullanılmıştır. Kaynayan akışkan olarak saf su ve 0,05 M, 0,1 M, 0,15 M, 0,2 M, 0,25 M, 0,3 M, 0,35 M tuz çözeltileri kullanılarak atmosferik basınç altında deneyler yapılmıştır.

Deneylerde elde edilen ısı transfer katsayısı değerleri ile Nusselt sayısı hesaplanmış ve Nusselt fonksiyonu için ampirik bir bağıntı geliştirilmiştir. Havuz sıcaklığı azaldıkça film kırılma daha yüksek sıcaklıklarda olduğundan doyma sıcaklığının altında film kaynama meydana gelmemiştir. Film kaynamada yüzey sıcaklığı arttıkça buhar filmi kalınlığı artmaktadır. Böylece yüzeyde oluşan buhar filmi yüzey ile akışkan arasında bir direnç oluşturmaktadır. Dolayısıyla yüzey sıcaklığının artmasıyla ısı transfer katsayısı düşmüştür. Numune çapı arttıkça ısı transfer katsayısı artmış, numune boyu ile değişmemiştir. Tuz çözeltilerinin ısı transfer katsayısı saf suya göre daha yüksek olduğundan konsantrasyon arttıkça çözeltinin ısı transfer katsayısı artmaktadır. Böylece buhar film kalınlığı daha düşük olacağından ısı transfer katsayısı yükselmiş ve ısı akısı da konsantrasyonla artmıştır.

2004, 82 Sayfa

Anahtar Kelimeler: Isı transferi, film kaynama, durgun kaynama, düşey silindir, çözeltiler

ABSTRACT

Master Thesis

EXPERIMENTAL INVESTIGATION OF POOL FILM BOILING ON VERTICAL CYLINDERS HAVING DIFFERENT DIMENSIONS IN DIFFERENT CONCENTRATION

Doğan ÇİLOĞLU

Atatürk University
Institute of Applied Sciences
Department of Mechanical Engineering

Supervisor: Asst.Prof.Dr. Abdurrahim BÖLÜKBAŞI

Boiling mechanism provides a large amount of heat transfer at low temperature differences. Many engineering problems are related to boiling. For instance, film boiling is very important in hardening because a controlled cooling is necessary in such a treatment.

In this study, the pool film boiling properties were experimentally investigated around vertical cylinders under saturated and subcooled boiling conditions. The cylinder rods made from brass having different dimensions were used in the experiments. The experiments were performed under atmospheric pressure by using pure water and salt solutions including different concentrations such as 0,05 M, 0,1 M, 0,15 M, 0,2 M, 0,25 M, 0,3 M, 0,35 M as a boiling liquid.

The Nusselt number was calculated with the heat transfer values obtained from the experiments and an empirical relation was developed for the Nusselt function. As the pool temperature decreases, the film boiling did not occur at subcooled conditions because the film breaking became at higher temperatures. Vapor film thickness increases with the increase of the surface temperature during the film boiling. Thus the vapor film forms a resistant between the surface and liquid. Consequently, the heat transfer coefficient decreased as the surface temperature increased. It also increased with the increase of the specimen diameter and but did not change with the brass rods length. The heat transfer coefficient of the solution increases with increasing concentration since the heat transfer coefficient for salt solutions is higher than that of the pure water. Therefore, the heat transfer coefficient increased because of the lower vapor film thickness and the heat flux also increased with the concentration.

2004, 82 Pages

Keywords: Heat transfer, film boiling, pool boiling, vertical cylinder, solutions

TEŞEKKÜR

Tez çalışmalarımda her türlü desteği sağlayan hocam Sayın Yrd. Doç. Dr. Abdurrahim BÖLÜKBAŞI'ya teşekkür ederim.

Öneri ve katkılarından dolayı Sayın Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI'ya , Sayın Yrd. Doç. Dr. Oral LAÇİN'e ve Sayın Yrd. Doç. Dr. İsak KOTÇİOĞLU'na şükranlarımı sunarım.

Bu çalışmamı destekleyen Atatürk Üniversitesi Araştırma Fonu'na ve çalışmalarım sırasında her zaman yanımda olan aileme ve mesai arkadaşlarıma teşekkür ederim.

Doğan ÇİLOĞLU

Ağustos 2004

İÇİNDEKİLER

ÖZET	i
ABSTRACT	ii
TEŞEKKÜR	iii
SİMGELER DİZİNİ	vi
ŞEKİLLER DİZİNİ	viii
ÇİZELGELER DİZİNİ	ix
1. GİRİŞ	1
2. KURAMSAL TEMELLER	9
2.1. Kaynama	9
2.2. Kaynama Çeşitleri	9
2.3. Kaynama Eğrisi	10
2.3.1. Doğal Konveksiyonla Kaynama	10
2.3.2. Çekirdek Kaynama	11
2.3.3. Geçiş Kaynama	12
2.3.4. Film Kaynama	12
2.4. Durgun Kaynama Bağlantıları	13
2.4.1. Çekirdek Kaynamada Isı Transferi	13
2.4.2. Çekirdek Kaynama Üzerine Akışkan Hızının Etkisi	16
2.4.3. Durgun Kaynamada Kritik Isı Akısı	17
2.4.4. Yatay Silindirlerde Kaynama İçin Kritik Isı Akısı	18
2.4.5. Basınçla Kritik Isı Akısının Değişimi	19
2.4.6. Soğuk (Subcooling) Sıvının Kritik Isı Akısına Etkisi	20
2.4.7. Minimum Isı Akısı	20
2.4.8. Durgun Film Kaynama	21
2.5. Durgun Kaynamaya Çeşitli Parametrelerin Etkisi	22
2.6. Zorlanmış Taşınımli Kaynama (Akış Kaynama)	23
2.6.1. Zorlanmış Taşınımli Dış Akışta Kaynama	23
2.6.2. Zorlanmış Taşınımli İç Akışta Kaynama (İki Fazlı Akış)	25
2.6.3. Çekirdek Kaynama Başlangıcı	29
2.6.4. Isı Transfer Katsayısının Hesabı	31
2.6.5. Soğuk (Subcooled) Kaynama	33

2.7. Kaynamada Karışım Etkileri	34
2.7.1. Çekirdek Kaynama Başlangıcı	36
2.7.2. Çekirdek Kaynama Isı Transfer Katsayısı	38
2.7.3. Havuz Kaynamada Kritik Isı Akısı	39
2.7.4. Karışımlarda Akış Kaynama	40
2.8. Kaynamada Kullanılan Boyutsuz Parametreler	41
3. MATERYAL ve YÖNTEM	42
3.1. Deney Düzenegi	43
3.1.1. Fırın	44
3.1.2. Deney Numuneleri	45
3.1.3. Kaynayan Akışkan	45
3.1.4. PCL-818I1G Data Ölçüm Kartının Teknik Özellikleri	46
3.2. Deneyin Yapılışı	47
4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA	50
4.1. Kaynama Eğrileri	50
4.1.1. Saf Su Deneyleri	50
4.1.2. Tuz Çözeltisi Deneyleri	54
4.2. Isı Transferi	55
4.3. Film Kaynama Isı Transfer Katsayısı Ampirik Değerleri	58
5. SONUÇLAR ve ÖNERİLER	63
5.1. Sonuçlar	63
5.2. Öneriler	64
KAYNAKLAR	65
EKLER	68
EK 1	68
EK 2	70
EK 3	71
EK 4	72
EK 5	77
EK 6	80
EK 7	82
ÖZGEÇMİŞ	84

SİMGELER DİZİNİ

A	: Isı transfer yüzey alanı (m^2)
Bi	: Biot sayısı
Bo	: Bond sayısı
c_p	: Sabit basınçta özgül ısı ($kJ.kg^{-1}.K^{-1}$)
d	: Silindir çapı (m)
G	: Kütleli akı ($kg.m^{-2}.s^{-1}$)
Gr	: Grashof sayısı
g	: Yerçekimi ivmesi ($m.s^{-2}$)
h	: Isı taşınım katsayısı ($W.m^{-2}.K^{-1}$)
h_{fg}	: Buharlaşma gizli ısı ($kJ.kg^{-1}$)
h'_{fg}	: Düzeltilmiş gizli ısı ($kJ.kg^{-1}$)
i	: Özgül entalpi ($J.kg^{-1}$)
$i_{l,doy}$	: Sıvı fazın doyma entalpi ($J.kg^{-1}$)
Ja	: Jakob sayısı
k	: Isı iletim katsayısı ($W.m^{-1}.K^{-1}$)
L	: Karakteristik uzunluk (m)
M	: Mol kütlesi ($kg.kmol^{-1}$)
m	: Kütle (kg)
Nu	: Nusselt Sayısı
p	: Basınç (kPa)
Pr	: Prandtl sayısı
$\dot{q}$	: Birim alandan transfer edilen ısı akısı ($W.m^{-2}$)
R	: Silindir yarıçapı (m)
Re	: Reynold sayısı
S_p	: Superheat sayısı
S_p^*	: Düzeltilmiş superheat sayısı
T	: Sıcaklık ($^{\circ}C$)
ΔT_d	: Doyma sıcaklık farkı
ΔT_{sub}	: Yüzey ile akışkan sıcaklığı farkı
t	: Zaman (sn)
V	: Hacim (m^3), akışkan hızı ($m.s^{-1}$)
v	: Özgül hacim ($m^3.kg^{-1}$)
We	: Weber sayısı
x	: Kuruluk derecesi
X	: Martinelli parametresi
ε	: Yüzey pürüzlülüğü (m), ısıyım yayma oranı
λ_{KH}	: Kelvin-Helmholtz dalga boyu
λ_0	: Laplace capillary boyu
μ	: viskozite ($kg.s^{-1}.m^{-1}$)
ρ	: Yoğunluk ($kg.m^{-3}$)
σ	: Yüzey gerilmesi ($N.m^{-1}$), Stefan-Boltzman sabiti ($W.m^{-2}.K^{-4}$)

İndisler

atm	: Atmosfer
c	: Kritik
d	: Doyma değeri
g	: Gaz
f,l	: Sıvı
m	: Merkez
NB	: Çekirdek kaynama
sub	: Doyma noktasının altındaki şartlar
v	: Buhar
y	: Yüzey
∞	: Akışkan sıcaklığı
FC	: Zorlanmış konveksiyonlu kaynama



ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1. Atmosfer basınçtaki suyun kaynama eğrisi	11
Şekil 2.2. Kaynama krizinin başlangıcı.....	13
Şekil 2.3. Çekirdek kaynamaya sıvı hızının etkisi	16
Şekil 2.4. Farklı sıvı hızlarının çekirdek kaynamaya etkisi	17
Şekil 2.5. Bir boru içinde, zorlanmış taşınımli kaynamada akış düzenleri	26
Şekil 2.6. Düşey bir boru içerisinde akış kaynama	27
Şekil 2.7. Akış kaynamada duvar ve sıvı sıcaklıkları.....	28
Şekil 2.8. Akış kaynamada ısı transfer katsayısının değişimi	29
Şekil 2.9. Akış süresince yüzeyden mesafe ile sıcaklığın değişimi	30
Şekil 2.10. Buhar basıncı eğrisi	32
Şekil 2.11. Bir saf sıvı ve bir karışıma ait kaynama eğrisi	34
Şekil 2.12. Normal bir karışım için faz dengesi diyagramı	35
Şekil 2.13. Azeotrop yapıdaki bir karışımın faz denge diyagramı	36
Şekil 2.14. Bir Azeotrop temas açısı	37
Şekil 2.15. Bir karışımında kabarcığın ısı transferini düşürme mekanizması	39
Şekil 2.16. Bütanol-su karışımı için kritik ısı akısı	39
Şekil 2.17. Ethanol-benzen karışımı için kritik ısı akısı	40
Şekil 3.1. Deney düzeneğinin şematik görünüşü	44
Şekil 3.2. Deney numuneleri	45
Şekil 4.1. 1.Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri	50
Şekil 4.2. 2.Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri	51
Şekil 4.3. 3.Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri	51
Şekil 4.4. 4.Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri	52
Şekil 4.5. 5.Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri	52
Şekil 4.6. 60°C havuz sıcaklığında kaynama eğrileri	53
Şekil 4.7. 80°C havuz sıcaklığında kaynama eğrileri	53
Şekil 4.8. 95°C havuz sıcaklığında kaynama eğrileri	54
Şekil 4.9. 1.Numuneye ait doyma noktasında farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltilerinde kaynama eğrileri	55
Şekil 4.10. Doymuş film kaynamada saf suda ısı transfer katsayısının değişimi	56
Şekil 4.11. Doymuş film kaynamada saf suda ısı akısı değişimi	56
Şekil 4.12. Doymuş film kaynamada tuz çözeltilerinde ısı transfer katsayısının değişimi.....	57
Şekil 4.13. Doymuş film kaynamada tuz çözeltilerinde ısı akısının değişimi	58
Şekil 4.14. Doymuş film kaynamada saf su için Nusselt sayısının yüzey sıcaklığına göre değişimi	60
Şekil 4.15. Doymuş film kaynamada tuz çözeltileri için Nusselt sayısının yüzey sıcaklığına göre değişimi	62

ÇİZELGELER DİZİNİ

Çizelge 2.1. Çeşitli yüzey-akışkan çiftleri için $C_{s,f}$ değerleri	15
Çizelge 2.2. Yatay plaka için basınca göre kritik ısı akısının değişimi	19
Çizelge 4.1. Saf su ile yapılan deneylerde doymuş film kaynama için e ve f sabitleri	60
Çizelge 4.2. Farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltileri ile yapılan deneylerde doymuş film kaynama için e ve f sabitleri	61



1. GİRİŞ

Kaynama işlemi, sıvı-katı ara yüzeyinde buhar kabarcıklarının oluşması ve yüzeyden ayrılması olarak açıklanabilir. Buhar kabarcıklarının büyümesi; sıcaklık farkı, yüzeyin geometrisi ve akışkanın termofiziksel özelliklerine bağlıdır. Buhar kabarcıklarının oluşumu yüzey çevresindeki akışkanın hareketine ve buna bağlı olarak da ısı transfer katsayısını önemli şekilde etkiler.

Kaynama mekanizması büyük miktarlardaki ısı enerjisini düşük sıcaklık farklarında transfer etmeye imkan sağlar. Tek fazlı sistemlerde sıcaklık farkıyla doğru orantılı olan ısı akısı bazı kaynama işlemlerinde sıcaklık farkının dördüncü kuvvetiyle doğru orantılı olduğundan kaynama işlemine son yıllarda ilgi artmaktadır.

Kaynama olayı oldukça geniş uygulama alanına sahiptir. Birçok mühendislik problemi kaynamayla ilişkilidir. Örneğin, nükleer santraller, roket motorları, soğutma sanayii, kazanlar, buhar güç üniteleri, proses sanayi ve buharlaştırıcılar bulunmaktadır. Bunun dışında birçok teknolojik alanda ısıtılmış katılar (genellikle metaller) bir sıvı içerisine daldırılmak suretiyle soğutulur. Böyle bir prosese çelik alaşımlarının başlıca sıvılar olan su, yağ, tuz ve polimer çözeltiler kullanılarak sertleştirilmesi örnek olarak verilebilir. Sertleştirme işleminde kontrollü bir soğuma gerçekleştirildiğinden film kaynama çok önemlidir (Jeschard vd 1992). Film kaynama ısı transferi, süper iletken magnetlerin soğutulması, cryogenic teknolojili roket makinaları, nükleer reaktörlerin güvenliği, hızlı katılaşma işlemi, deneysel, nümerik ve analitik çalışmaların bir çoğu gibi çeşitli mühendislik alanları için özellikle etkilidir (Kalinin vd 1975).

Bromley (1950), düşey bir plakadan doymuş özellikteki sıvının doğal konveksiyonlu film kaynama ısı transferini ilk teorik çalışmasını yapmıştır.

Greitzer ve Abernathy (1972), düşey bir yüzeyde analitik olarak çalışmışlardır. Sıvı-buhar ara yüzey dalgalanmalarını dikkate almışlardır. Buhar akışını laminar ve kararsız

kabul ederek, buhar tabakasının ince filmler ve kabarcıklara sahip olduğunu belirtmişlerdir. Büyük çaplı buhar kabarcıklarında ısı transferini dikkate almayarak, sonuç olarak, kütle, güç ve enerji dengelerini değerlendirmek için scaling metodu'nu kullanmışlardır. Daha sonra scaling korelasyonunu bazı deneysel data'lara bağlı olarak ve extrapolasyon metotlarına göre tam denklemlere dönüştürmüşlerdir.

Bui ve Dhir (1985), düşey bir yüzeyde analitik olarak bir model geliştirmişler ve buhar-sıvı ara yüzeyinin dalgalı olduğunu, dalga boylarının da cm büyüklüğünde olduğunu ve yüzeyden yukarıya doğru değiştiğini belirtmişlerdir. Yüzey çevresini iki bölgeye ayırmışlardır. 1. bölge: ince buhar filmi bölgesi. Buhar ince olduğundan momentum denkleminde atalet etkileri ihmal ederek kaldırma kuvvetlerini ve viskozite terimlerini dikkate almışlardır. 2. bölge: buhar kabarcıkları bölgesi. Kabarcıklardan dolayı ısı transfer hızı ilk bölgedekinden düşük olduğunu ifade etmişler ve bu bölgede yüzeyin buhar ile kaplı olduğunu kabul etmişlerdir. Bu bölgede ısı transfer etkisini ihmal edilmiş ve sadece kondüksiyonla ısı transferi dikkate alınmıştır. Sonuç olarak bu iki bölgede ortalama bir ısı transfer katsayısı değerini ifade etmişlerdir.

Nishio ve Ohtake (1993), düşey bir yüzeyde doğal konveksiyonlu film kaynama ısı transferini değerlendirmek için vapor-unit-film modelini geliştirmişlerdir. Buhar filmi iki bölgeye ayırmışlardır. 1. Bölge, kararlı buhar özelliğindeki yüzeyin alt tarafındaki bölge olduğunu ve bu bölgede yukarı doğru sabit hızla gelişen iki boyutlu dalgalar bulunduğunu ifade etmişlerdir. 2. Bölge ise ince bir buhar filmi ve buhar kabarcığının bulunduğu bölge olarak almışlardır. İki buhar kabarcığı arasındaki mesafeyi Kelvin-Helmholtz kararsız dalga boyuna eşit kabul etmişler ve analitik olarak bu dalga boyunu,

$$\lambda_{d,KH} = 16.2 \left[\text{Pr}_{vf} / (S_p^* \cdot \text{Gr}_v(\lambda_0)) \right]^{1/4} \cdot \lambda_0 \quad 1.1$$

şeklinde ifade etmişlerdir. Bu analitik modele uygun olarak lokal Nusselt sayısını da,

$$\text{Nu}(\lambda) = 0.74 (\text{Gr}_v(\lambda) \text{Pr}_{vf} / S_p^*)^{1/4} \quad 1.2$$

şeklinde ifade etmişlerdir.

Son ve Dhir (1997), yatay bir yüzeyde nümerik olarak doymuş film kaynamayı nümerik grid generation metodu ile incelemişlerdir. Çalışmalarında buhar film kalınlığı ve ısı transfer katsayısını ifade etmişlerdir. Son ve Dhir (1998), ayrıca, level-set metodunu kullanarak yatay bir yüzeyde doymuş film kaynamayı açıklamışlardır.

Bazdidi ve Zaman (2002), sıvı-buhar ara yüzeyi için nümerik bir simülasyon geliştirerek, kabarcık büyümesi mekanizması boyunca bir izotermal yüzeyde film kaynama prosesini içeren, iki fazlı ısı transferi çalışmışlardır. Ara yüzeyi, sıvı-buhar faz değişim etkisini katmak için, modifiye edilen bir level-set metodu ile incelemişlerdir. Ara yüzeydeki kütle transferi ve faz değişim etkisini süreklilik denkleminde ele almışlardır. Aynı zamanda, yerçekimi ve yüzey gerilme etkilerini de momentum denkleminde hesaba katmışlardır. Yüzey etrafındaki akışı iki boyutlu, kararsız ve laminer farz ederek, süreklilik, momentum ve enerji denklemlerini, izdüşüm metodu ve TDMA algoritmasının birleştirildiği bir sonlu farklar nümerik metodu ile çözmüşlerdir. Daha sonra hız, sıcaklık bölgeleri ve ara yüzey bölgelerini hesaplayıp, elde ettikleri nümerik sonuçlar deneysel datalar ve analitik sonuçlarla karşılaştırıldığında iyi derecede yakınlık görülmüştür.

Saraç vd (2003), soğuk havuz kaynamada kütle transferini bir düşey silindirik elektrotla incelemişlerdir. Farklı konsantrasyonlarda feri/ferrosiyenid çözeltileri ile 0,5M NaOH elektrolit kullanmışlardır. Başlangıçta metal sıcaklığı 500 °C'de ve sıvı sıcaklıkları ise 25 ve 80 °C alınmıştır. Çekirdek kaynama rejiminde elektrolit ve elektrot arasındaki sıcaklık farkı ile kütle transfer katsayısının değişimi sıcaklık farkı ile ısı transferinin değişimine benzer eğilimlerde olduğunu tespit etmişlerdir. Film kaynamayı düşük havuz sıcaklıklarında azda olsa gözlemlemişlerdir.

Jeschar vd (1992), doğal konveksiyonla daldırılmış bir katı malzemenin film kaynaması için analitik bir model geliştirmişlerdir. Özellikle doyma sıcaklığının altındaki sıvı sıcaklıkları için Nusselt sayısının Galilei sayısına, Prandtl sayısına, ortalama ısı

iletimleri oranlarına ve kısmi olarak da sıvı buhar sıcaklık farkına bağlı olduğunu belirtmişler ve Nusselt fonksiyonunu bir karakteristik boyut olarak akışa ilave etmişlerdir. Geliştirilen bu analitik model ile doymuş sıvılar için Nusselt fonksiyonunu,

$$Nu_v = \frac{1}{2} \left(\frac{Gr_{vm} Pr_v}{Ja_v} \right)^{1/4} \quad 1.3$$

olarak ifade etmişlerdir. Ortalama ısı akısını ise,

$$\bar{q} = \frac{1}{L} \int_0^L \dot{q}(x) dx \quad 1.4$$

şeklinde tanımlamışlardır. Ortalama Nusselt fonksiyonunu da aşağıdaki gibi ifade etmişlerdir.

$$\overline{Nu} = \frac{4}{3} Nu \quad 1.5$$

Bu model ile hesaplanan ısı akıları nümerik olarak hesaplanmış ve deneysel olarak belirlenmiş değerler ile karşılaştırıldığında iyi bir uyum ortaya çıkmıştır. Ayrıca, geliştirilen bu metot ile buhar filmi kalınlıklarını da hesaplamak mümkündür.

Kikuchi vd (1991) yaptıkları deneysel çalışmada, atmosfer basıncı altında, suda film kaynama esnasında sıvı-katı ilişkilerini değerlendirmişlerdir. Deneyler için bir gümüş küre (30 mm çapta) ve iki gümüş silindir (20 mm çapında 60 mm uzunlukta) seçmişlerdir. Isı transfer yüzeyi elektriksel olarak yalıtılmış ince bir tabaka gibi davrandığından bu alanda sıvı ile metal yüzey arasındaki empedansı ölçtüler. Bu empedans, sıvı ile ısı transfer yüzeyinin temas etmesine bağlıdır. Sıvı-katı temasları, doymuş film kaynamada, ısıtılan yüzeyin belirli kısımlarında 1 ile 3.1 Hz frekanslarında

aralıklı olarak gözlemişler, fakat, subcooled kaynamada ise oldukça düşük frekanslarda temasın gerçekleştiğini tespit etmişlerdir.

Kolev (1998), düşey yüzeylerde film kaynama için kapalı bir analitik çözüm geliştirmiştir. Bazı deneysel datalara ve önceden önerilen metotlara göre ısı transfer katsayısını incelemiştir. Yaptığı çalışmada, bütün tahmini dataların $\pm 10\%$ 'luk bir hata ile doğru sonuçlar verdiğini tespit etmiştir.

Shang vd (1993), düşey izotermal bir plaka etrafında hem doymuş hem de subcooled sıvıların durgun film kaynaması için değişken termofiziksel özellikleri de hesaplara katarak güçlü teorik modeller kullanmışlardır. Film kaynama için kısmi denklemlerin düzenlenmesi ve bu denklemlere ait sınır şartlarını boyutsuz bayağı diferansiyel denklemlere uygulamak için uygun bir şekilde dönüşüm yapmışlardır. Sonuç olarak bulunan bu denklemleri doymuş ve subcooled durumundaki su için farklı duvar ve farklı su sıcaklıkları için başarılı bir interpolasyon yöntemi kullanarak çözmüşlerdir.

Nishio ve Ohtake (1992), subcooled kaynamada doğal konveksiyonlu film kaynama ısı transferi korelasyonu ve bir ısı transfer modeli geliştirmişlerdir. Çalışmalarında, ilk önce, doymuş film kaynama için geliştirilen buhar-film-unit modelini, düşey plakalar ve büyük çaplı yatay silindirlere subcooled kaynama şartlarında geliştirdiler. Daha sonra, buhar-film-unit modeline bağlı olarak film kaynama ısı transferi için genel bir korelasyon geliştirmişlerdir. Geliştirilen ısı transfer modeli ve korelasyonu deneysel datalarla karşılaştırdıklarında, akışkan özelliklerinin, doyma sıcaklığı altındaki sıvı sıcaklığının, duvar sıcaklığının, ısı transfer yüzeyinin büyüklüğünün ve geometrisinin film kaynama üzerine etkisini tahmin edilebilir olduğunu görmüşlerdir.

Srinivasan ve Rao (1983), laminar film kaynamada sonlu farklarla ifade edilen korunum denklemlerini çözmek için false-transient metodunu kullanmışlardır. Buhar-sıvı ara yüzeyini gridlere ayırarak koordinat sistemini yerleştirmişlerdir. Difüzyon terimleri için merkezi farkları, konveksiyon terimi için ileri farkları ve geçiş terimleri için de explicit metodunu kullanmışlardır. Bir explicit metodunda false-transient metodunda kullanılan

zaman adımı kullanıldığı için nümerik kararsızlığı engellediler. Problemlerinde, zaman adımıdaki sınırları, buhar bölgesindeki şartları kullanarak tespit etmişlerdir. Yakınsama oranını artırmak için, sıvı bölgesinde over-relaxation tekniğini kullanmışlardır. Elde ettikleri sonuçları diğer çalışmalar ve deneysel sonuçlarla karşılaştırdıklarında iyi bir uyumun olduğunu gözlemlemişlerdir.

Ohtake ve Nishio (1994), doğal konveksiyonlu film kaynamada ısı transferini deneysel olarak incelemişlerdir. Subcooling'in film kaynama ısı transferi üzerine etkisini incelemek için düşey ve yatay silindirler kullanmışlardır. Deneylerinde R-113 sıvısını kullanarak atmosfer basıncında çalışmışlardır. Deneylerinde elde ettikleri, her iki tip silindir için subcooled ve doymuş film kaynamada, lokal ısı transfer katsayıları, iki fazlı sınır tabaka teorisinden elde edilen tahmin değerlerinden daha yüksek bulmuşlardır. Düşey silindirlerde subcooled kaynama durumunda bile, lokal ısı transfer katsayısının yüzeyin kenarından olan mesafeye bağlı olmadığını, ayrıca, büyük çaplı yatay silindirlerde ise lokal ısı transfer katsayısının, doymuş film kaynamada, durma noktasından olan mesafeyle kesinlikle değişmediğini belirtmişlerdir. Fakat, lokal ısı transfer katsayısı, sıvı subcooling'in artmasıyla durma noktasında belli bir mesafede bir maksimuma yükseldiğini tespit etmişlerdir. Yatay durumdaki büyük çaplı silindirlerde ortalama ısı transfer katsayısı, sıvı subcooling artışıyla yükseldiğini, fakat, subcooled kaynama durumunda dahi, silindir çapından etkilenmediğini ifade etmişlerdir.

Liu vd (1997), yatay bir silindirde azeotropik ve nonazeotropik ikili karışımların durgun film kaynaması üzerinde çalışmışlardır. İkili karışım olarak, etan-benzen, etilenoksid-su, metan-su, etan-su ve n-propan-su kullanmışlardır. Yatay silindir çapını $D=12,5$ mm ve ΔT_d sıcaklık farkını $250-550^\circ\text{C}$ arasında almışlardır. Işınım etkisini ihmal ederek ikili karışımların teorik olarak durgun film kaynamasını integral metodunu kullanarak açıklamışlar ve analitik sonuçlarıyla bilinen nümerik sonuçları karşılaştırdıklarında iyi bir uyumun olduğunu görmüşlerdir. Ayrıca, geliştirdikleri korelasyon ile, ikili karışımların durgun film kaynama ısı transferi üzerinde kütle difüzyonunun etki derecesini de tahmin etmek mümkündür.

Marschall ve Moresco (1976), düşey bir yüzey boyunca ikili karışımların film kaynamasını analitik olarak incelemişlerdir. Hesaplamalarında ısıtım etkisini ihmal etmişler ve metan-su karışımını kullanmışlardır. Süreklilik, enerji ve momentum denklemlerini sınır şartlarını belirleyerek analitik olarak çözmüşlerdir. Böylece yüzeydeki lokal ısı akısını ve Nusselt fonksiyonunu tanımlamışlardır. Geliştirdikleri analitik formülleri ve çözüm metodunu atmosfer basıncında metan-su karışımları için uygulamışlardır. Karışım sıcaklıkları 67-97°C arasında ve $\Delta T_d = T_y - T_d$ sıcaklık farkı ise 400-800°C arasında almışlardır. Çalışmalarında, saf sıvılarda olduğu gibi, benzer bir şekilde, karışımlarda da lokal Nusselt sayısı, ΔT_d sıcaklık farkındaki bir artışla artarken $\dot{q}$ ısı akısının da arttığını görmüşlerdir. Ayrıca, belirli bir bölgede ve sıcaklık farkında, sıvı metan-su karışımındaki su konsantrasyonundaki artışla, ısı akısının da lokal Nusselt sayısı kadar arttığını belirlemişlerdir.

Bölükbaşı (1997), düşey silindirler etrafındaki film kaynamada ısı transferini teorik ve deneysel olarak incelemiştir. Deneylerde paslanmaz çelik (AISI 304) ve bronz numune kullanmıştır. Kaynayan akışkan olarak saf su ve farklı konsantrasyonlarda KOH çözeltileri kullanmıştır. Silindir yüzeyindeki buhar ve sıvı bölgeler için süreklilik, momentum ve enerji denklemlerini yazarak Von Karman metodu ile buhar, hidrodinamik ve ısıl sınır tabaka kalınlıklarını hesaplamıştır. Elde ettiği sonuçlara göre sınır tabaka kalınlıklarının yüzey sıcaklığı ve durma noktasına olan mesafenin artmasıyla arttığını ve KOH çözeltilerinin buhar film kalınlıklarının saf suya göre daha düşük olduğunu ifade etmiştir.

Kandlikar vd (1998), azeotropik ikili karışımların durgun kaynamada ısı transferine etkisini daha doğru bir şekilde açıklamak için teorik bir model geliştirmiştir. İkili karışım olarak, etilenglikol-su, metan-su ve metan-benzen kullanmışlardır. Geliştirilen model ile hesaplanan ısı transfer katsayıları literatürde yer alan teorik ve ampirik modellerle karşılaştırılmış ve bulunan model ile daha gerçek sonuçlar elde edildiğini açıklamışlardır.

Bu çalışmada, farklı boyutlardaki düşey silindirler etrafında durgun kaynamadaki film kaynama özellikleri araştırılmıştır. Deneylerde pirinç malzemeden yapılmış farklı boyutlardaki silindirler kullanılmıştır. Saf su ve farklı konsantrasyonlarda tuz (NaCl) çözeltileri kullanılarak, doymuş kaynama ve soğuk kaynama (subcooled) şartlarında film kaynama incelenmiştir. Yüzey sıcaklıkları FEMLAB paket programı kullanılarak tespit edilmiştir. Deney numuneleri fırında 600°C sıcaklığa kadar ısıtıldıktan sonra farklı sıcaklıklardaki saf su havuzuna daldırılarak kaynama eğrileri elde edilmiştir. 60 ve 80°C' deki havuz sıcaklıklarında film kaynama oluşmamıştır ve bu sıcaklıklarda ısı transferi sadece çekirdek kaynama ve doğal konveksiyonla gerçekleştiği görülmüştür. Sadece 95°C sıcaklıkta film kaynama meydana gelmiştir. Çözelti konsantrasyonunun artmasıyla ısı transfer katsayısında da artış meydana gelmiştir. Numune çapı büyüdükçe ısı transfer katsayısı artmıştır. Aynı çapa sahip farklı boydaki numunelerde film kaynama ısı transfer katsayısının yaklaşık olarak aynı olduğu görülmüştür.

Sonuç olarak atmosfer basıncında saf su ve farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltileri için elde edilen ısı transfer katsayısı değerleri ile Nusselt fonksiyonu hesaplanmıştır. Daha sonra Nusselt sayısı ile diğer boyutsuzlar Grashof (Gr_v), Jakob (Ja_v) ve Prandtl (Pr_v) sayıları arasında bir bağıntı geliştirilmiştir.

2. KURAMSAL TEMELLER

2.1. Kaynama

Katı-sıvı ara yüzeyinde buharlaşma meydana gelmesine ‘kaynama’ denir. Kaynama olayı büyük miktarlardaki ısı enerjisini düşük sıcaklık farklarında transfer etmeye imkan sağlar. Bir faz değişimi meydana geldiğinden dolayı ısı transfer katsayısı ve ısı geçişi sıcaklık farkının dördüncü kuvvetiyle orantılıdır. Bu özelliğinden dolayı son yıllarda kaynama işlemine ilgi giderek artmaktadır. Kaynama işlemi yüzey sıcaklığı T_y ’nin sıvı basıncına karşılık gelen doyma sıcaklığı T_d ’yi geçtiği zaman gerçekleşir. Katı yüzeyden sıvıya ısı geçişi Newton’un Soğuma Kanununa göre;

$$\dot{q} = h.(T_y - T_d) = h.\Delta T \quad 2.1$$

olarak tanımlanır.

2.2. Kaynama Çeşitleri

Mekanizma oluşumuna göre;

- a) Çekirdek kaynama; buhar kabarcıklarının oluştuğu kaynama,
- b) Konvektif kaynama; kabarcık oluşmadan buhar-sıvı ara yüzeyinde oluşan kaynama,
- c) Film kaynama; yüzey buhar filmi ile kaplanır ve ısı buhar içinden iletilir.

Geometrik durumuna göre;

- 1) Durgun Kaynama (havuz kaynama)
- 2) Zorlanmış Taşınımlı Kaynama (sıvının ısıtılmış bir kanal içerisinde pompalanmasıyla oluşur)

Bu kaynama çeşitlerinden çekirdek kaynama ve film kaynama, durgun kaynama ve zorlanmış taşınımli kaynamada meydana gelirken konvektif kaynama ise sadece zorlanmış taşınımli kaynamada meydana gelir. Kaynama ayrıca içindeki sıvının sıcaklığına bağlı olarak da sınıflandırılabilir. Sıvının sıcaklığı doyma sıcaklığının altında ise ‘soğuk kaynama (subcooled)’ denir. Sıvı sıcaklığı doyma sıcaklığında ise bu kaynamaya ‘doymuş kaynama’ denir.

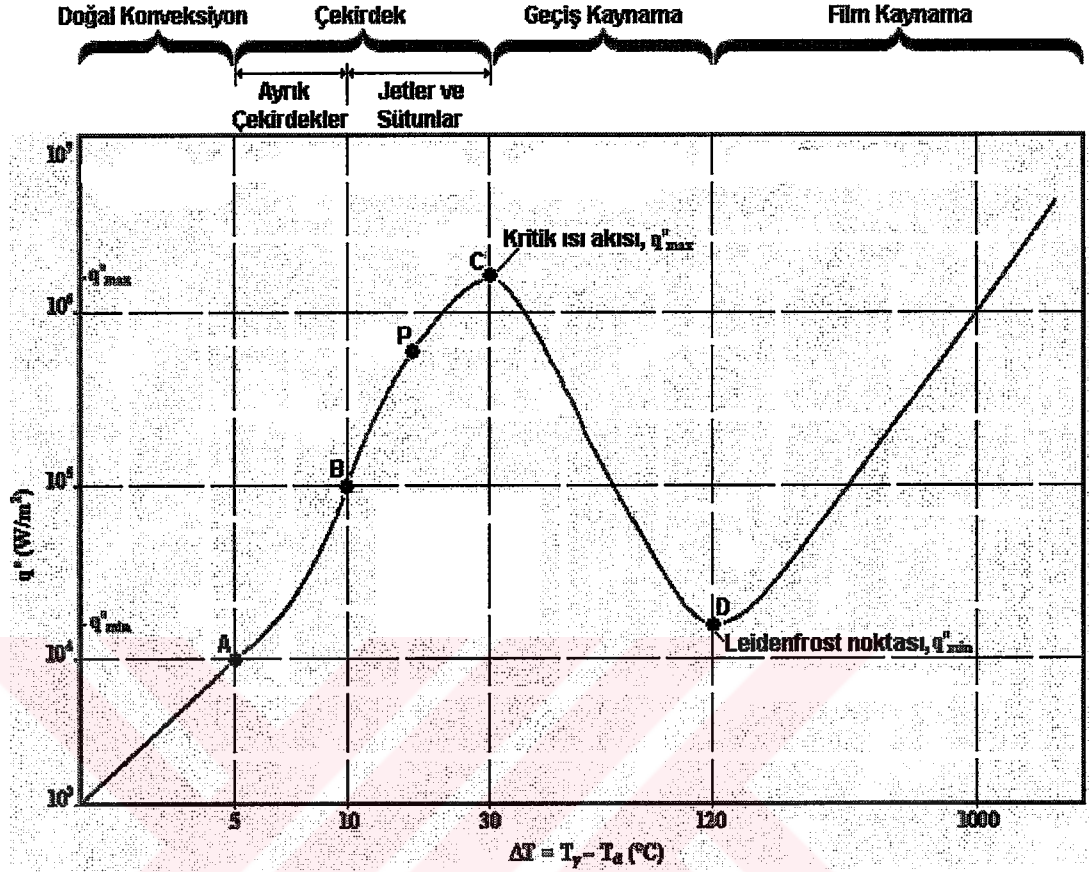
2.3. Kaynama Eğrisi

Kaynama eğrisi ile ilgili ilk çalışmayı Nukiyama (1934) yapmıştır. Nukiyama, yatay bir platin teli elektriksel olarak doymuş su içerisinde ısıtarak ısı akısını incelemiştir. Bu deney, tel sıcaklığı T_y 'nin (sıcaklık farkı ΔT 'nin) bağımlı değişken olduğu, beslenen gücün (ısı akısı, $\dot{q}_y$) bağımsız değişken olduğu, güç kontrollü bir deneydir. Nukiyama, ısı akısı ve sıcaklık farkına bağlı olarak kaynama eğrisini belirlemiştir.

Atmosfer basıncındaki su için kaynama eğrisi şekil 2.1’de gösterilmektedir. Bu eğride kaynama dört kısımda incelenebilir. Bunlar doğal konveksiyonla kaynama, çekirdek kaynama, geçiş kaynama ve film kaynama’dır.

2.3.1. Doğal Konveksiyonla Kaynama

Sıcaklık farkının $\Delta T \approx 5^\circ\text{C}$ ’ye kadar olduğu bölgede görülür. Sıcaklık farkı artırılırken kabarcık oluşmaya başlar. Bu bölgede akışkan hareketi temelde, doğal taşınım etkileri ile belirlenir. Akışın laminar veya türbülanslı olmasına göre, ısı taşınım katsayısı (h), sırasıyla ΔT ’nin $1/4$ veya $1/3$ kuvvetiyle ve $\dot{q}$ ise ΔT ’nin $5/4$ veya $4/3$ kuvvetiyle değişir (Incropera vd 1990).



Şekil 2.1. Atmosfer basıncındaki suyun kaynama eğrisi

2.3.2. Çekirdek Kaynama

Sıcaklık farkının $\Delta T \approx 5 - 30$ °C değerleri arasındaki bölge olarak tanımlanır. İki farklı akış düzeni vardır. Şekil 2.1'de A-B bölgesinde ayrı kabarcıklar oluşur ve yüzeyden ayrılır. Bu ayrılma akışkanın yüzey yakınında karışmasına yol açar ve h ve $\dot{q}$ artar. Bu rejimde ısı transferinin büyük kısmı yüzeyden sıvıya direk temasla meydana gelmektedir. Sıcaklık farkı B noktasını aşınca kabarcık oluşumu artar ve kabarcıkların etkileşmesine ve birleşmesine yol açar. B-C bölgesinde buhar kabarcıklarının birleşimi sonucu buhar jeti oluşur. Çok sayıda kabarcık oluşumu sıvının yüzey yakınında hareketini engeller. P noktasında h maksimum olur. Bu noktadan sonra h düşerken ΔT ve $\dot{q}$ artmaya devam eder. C noktasında h değerindeki düşme ile ΔT 'deki yükselme eşit olur. Böylece C noktasında maksimum ısı akısı $\dot{q}_{max}$ oluşur ve 'kritik ısı

akısı olarak' bilinir. Atmosferik basınçtaki su için ısı akısı 1 MW/m^2 (Incropera vd 1990) değerini aşar.

Küçük sıcaklık farklarıyla, yüksek ısı akıları ve ısı taşınım katsayıları gerçekleştiği için, mühendislikteki çoğu cihazların çekirdek kaynama düzeninde çalıştırılması istenir. Şekil 2.1'deki düzene ait ısı taşınım katsayısının yaklaşık değeri, $10^4 \text{ W/m}^2.\text{K}$ 'den büyüktür. Bu değer faz değişimi olmadan gerçekleşen taşınımına göre oldukça büyüktür.

2.3.3. Geçiş Kaynama

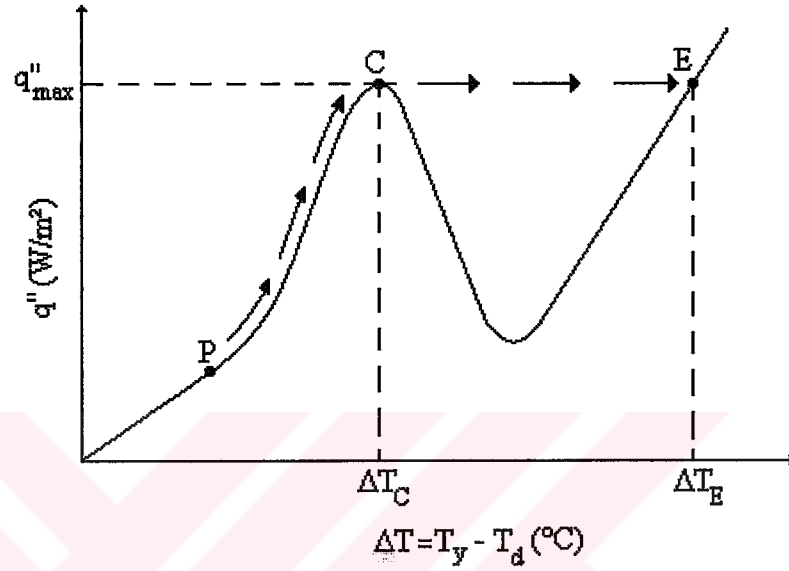
Sıcaklık farkının $\Delta T \approx 120^\circ\text{C}$ olduğu D noktasına kadar olan bölge olarak tanımlanır. Bu bölgeye 'geçiş kaynama', 'kararsız film kaynama' veya 'kısmi film kaynama' denir. Bu rejimde yüzey, bir buhar filmi ile örtülüdür. Yüzeydeki herhangi bir noktada koşullar, çekirdek ve film kaynama düzenleri arasında gidip gelmektedir. Yüzey buhar ile kaplı olduğundan sıcaklık farkı ΔT 'nin artmasıyla, h (dolayısıyla $\dot{q}$) düşer.

2.3.4. Film Kaynama

Sıcaklık farkının $\Delta T \approx 120^\circ\text{C}$ 'yi aşmasıyla başlar. D noktasında ısı akısı minimum değerini alır. Bu noktaya 'minimum film kaynama noktası' veya 'Leidenfrost noktası (Collier 1981)' denir. Bu halde yüzey tamamen buhar filmiyle kaplıdır. Yüzeyden sıvıya ısı geçişi, buhar üzerinden iletimle gerçekleşir. Yüzey sıcaklığı yükseldikçe ışınlama ısı geçişi önem kazanır. Isı akısı ΔT 'nin artmasıyla artar.

Nukiyama (1934), yüzey sıcaklığını ve ısı akısını kontrol ederek deney yapmıştır. Şekil 2.2'de herhangi bir P noktasını ele alalım. $\dot{q}$ ısı akısı sürekli olarak artırıldığında ΔT değeri ve yüzey sıcaklığı da C noktasına doğru sürekli olarak artacaktır. $\dot{q}$ değeri C noktasında maksimum olur. Sıcaklık değişimi kontrollü olmadığında kaynama eğrisinde ani bir sapma meydana gelir ve ΔT_E sıcaklığına ulaşılır. Bu nokta, katı maddenin ergime sıcaklığını aşabileceğinden sistemin çökmesi söz konusu olabilir. Bu durumda C

noktasına ‘yanma noktası’ veya ‘kaynama krizi’ adı verilir. Bu noktaya karşılık gelen ısı akısına da ‘kritik ısı akısı, $\dot{q}_C \equiv \dot{q}_{\max}$ (CHF)’ denir. Bu değerin aşılması genellikle istenmeyen bir durumdur.



Şekil 2.2. Kaynama krizinin başlangıcı

2.4. Durgun Kaynama Bağlılıları

Kaynama olayı çeşitli fiziksel mekanizmalarla tanımlanan farklı rejimlerde olduğundan, kaynama için ısı transferi bağlantıları farklı olur. Bu bağlantıları teorik olarak çözmek güç olduğundan kullanılan bağlantılar genellikle deneysel olarak bulunan ampirik değerlerle elde edilir. Bu bölümde, çekirdek kaynama ve film kaynaması için, daha yaygın olarak kullanılan bağlantılardan bahsedilecektir.

2.4.1. Çekirdek Kaynamada Isı Transferi

Havuz çekirdek kaynamanın irdelenmesi için, yüzeydeki kabarcık odaklarının sayısı ve her bir odaktan birim zamanda çıkan kabarcık sayısının tahminine ihtiyaç duyulur. Kabarcıklaşma odaklarının, ısı geçişi üzerindeki etkilerini,

$$\dot{q}_d = C\Delta T^n$$

2.2

bağıntısı ile ilk ifade eden, Yamagata vd (1955) olmuştur. Burada, n birim alandaki etkin kabarcıklaşma odağı sayısı ve üsler yaklaşık olarak, $a=1,2$ ve $b=1/3$ değerlerindedir. C ve n değerleri bir akışkan-yüzey çiftinden diğerine önemli ölçüde değişebilmelerine karşın, çoğu ticari yüzeyler için, $n \propto \Delta T^5$ veya ΔT^6 olarak bulunmuştur (Yamagata vd 1955). 2.2 denkleminde $\dot{q}_d$ değerinin yaklaşık olarak ΔT^3 ile orantılı olduğu görülebilir.

$\dot{q}_d$ 'nin ΔT ile bu ilişkisi, Rohsenow (1973) tarafından geliştirilen aşağıdaki denklemle ifade edilir.

$$\dot{q}_d = \mu_l h_{fg} \left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right]^{1/2} \left[\frac{c_{p,l} \Delta T}{C_{s,f} h_{fg} Pr_l^n} \right]^3 \quad 2.3$$

Burada, l ve v sırasıyla, doymuş sıvı ve buhar hallerini göstermektedir. Yüzey gerilmesi σ (N/m) çekirdek oluşumu ve gelişimi üzerindeki etkiyi ifade eder. $C_{s,f}$ katsayısı ve n üssü yüzey-sıvı çiftine bağlıdır ve bazı değerler çizelge 2.1'de gösterilmektedir.

Rohsenow (1973) bağıntısı, sadece temiz yüzeyler için uygulanabilir. Isı akısını belirlemek için kullanıldığı zaman, %100'e varan hatalar oluşabilir. Buna karşın, $\Delta T \propto (\dot{q}_d)^{1/3}$ olduğu için bu bağıntı, bilinen bir $\dot{q}_d$ değerinden yola çıkarak, ΔT değerini belirlemek için kullanıldığı zaman, hata oranı 3 kat azalır. Aynı zamanda $\dot{q}_d \propto h_{fg}^{-2}$ olduğu ve artan doyma basıncı (sıcaklığı) ile h_{fg} azaldığı için, sıvının basıncı artırıldığında çekirdek kaynamadaki ısı akısı da artar (Incropera vd 1990).

Çizelge 2.1. Çeşitli Yüzey-Akışkan Çiftleri İçin $C_{s,f}$ Değerleri (Rohsenow 1952 ve Rohsenow 1973).

Yüzey-Akışkan Çifti	Yüzey Durumu	$C_{s,f}$	n
Su-Bakır	Çizili	0,0068	1,0
	Parlatılmış	0,0130	1,0
Su-Paslanmaz Çelik	Kimyasal olarak dağlanmış	0,0130	1,0
	Mekanik olarak parlatılmış	0,0130	1,0
	Zımparalanıp parlatılmış	0,0060	1,0
Su-Pirinç		0,0060	1,0
Su-Nikel		0,0060	1,0
Su-Platin		0,0130	1,0
n-Pantene-Bakır	Parlatılmış	0,0154	1,7
	Taşlanmış	0,0049	1,7
Benzen-Krom		0,101	1,7
Etil alkol-Krom		0,0027	1,7

Montinski (1963) ve Starczewski (1965) ısı transfer katsayısı ile basınç arasında aşağıdaki bağıntıyı elde etmişlerdir.

$$h = 0,106 p_c^{0,69} \dot{q}^{0,7} f(p_R) \quad 2.4$$

Burada, h durgun kaynama ısı transfer katsayısı (W/m^2K), $\dot{q}$ ısı akısı (W/m^2), P_c kritik basınç (bar), $f(p_R)$, P/P_c 'nin bir fonksiyonudur ve,

$$f(p_R) = (1,8 p_R^{0,17} + 4 p_R^{1,2} + 10 p_R^{10}) \quad 2.5$$

ile ifade edilir.

Cooper (1984) bu ifadeyi geliştirerek,

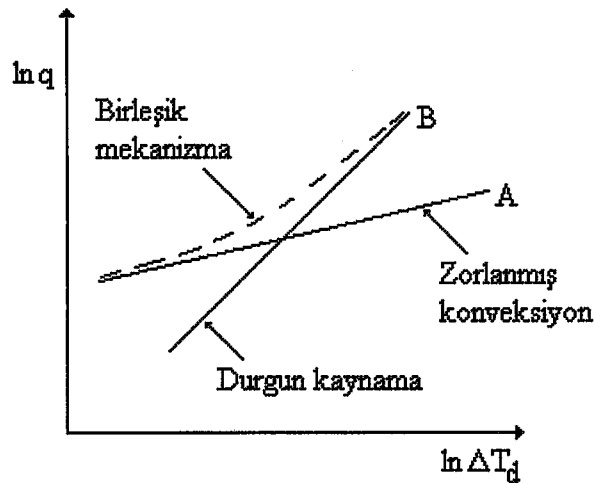
$$h = A p_R^{(0,12 - \log_{10} \varepsilon)} (-\log_{10} p_R)^{-0,55} M^{-0,5} q^{2/3} \quad 2.6$$

eşitliğini elde etmiştir. Burada, M molekül ağırlığı, A ise 30-40 arasında değişen bir sabit ve ε mikron olarak yüzeyin pürüzlülüğüdür.

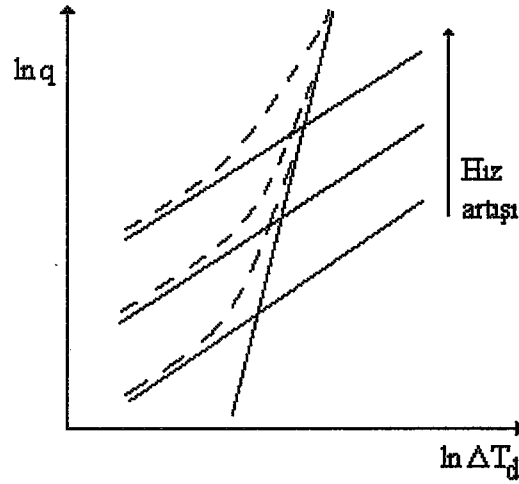
2.4.2. Çekirdek Kaynama Üzerine Akışkan Hızının Etkisi

Isı akısının artışında hızın etkisi oldukça etkilidir. Şekil 2.3’de belirli bir akışkan hızı için sabit ısı transfer katsayısında, tek fazlı zorlanmış konveksiyon (A) ve durgun kaynama eğrisi (B) ve her ikisinin olması (A-B) durumundaki değişim gösterilmektedir. Şekil 2.3’de görüldüğü gibi, ısıtıcı sıcaklığı yükseldikçe mekanizma, tek fazlı zorlanmış konveksiyondan çekirdek kaynamaya kademeli olarak yaklaşmaktadır.

Şekil 2.4’de, farklı sıvı hızlarında, tek fazlı zorlanmış konveksiyonlu ısı transfer katsayısının hız arttıkça arttığı, fakat çekirdek kaynamada bu değişimin o kadar fazla olmadığı da görülmektedir. Çekirdek kaynamada sıvı hızının ısı transfer katsayısına etkisi sadece başlangıçta etkilidir ve ΔT_d artması ile bu etki azalacağı görülmektedir.



Şekil 2.3. Çekirdek kaynamaya sıvı hızının etkisi (Bergles 1964 ve Kutateladze 1969).



Şekil 2.4. Farklı sıvı hızlarının çekirdek kaynamaya etkisi (Bergles 1964 ve Kutateladze 1969).

2.4.3. Durgun Kaynamada Kritik Isı Akısı

Bir kaynama işleminin kritik ısı akısına yakın gerçekleşmesi istenir, ancak yüksek miktardaki ısı akılarının tehlikesi göz önünde bulundurulmalıdır. Kutateladze (1948) ve Zuber (1958), boyut çözümlemesi ve hidrodinamik denge çözümlemesi ile sonsuz büyüklükteki yatay bir ısıtıcı yüzeyde maksimum ısı akısını,

$$\dot{q}_{\max} = \frac{\pi}{24} h_{fg} \rho_v \left[\frac{\sigma g (\rho_l - \rho_v)}{\rho_v^2} \right]^{1/4} \left[\frac{\rho_l + \rho_v}{\rho_l} \right]^{1/2} \quad 2.7$$

olarak bulmuşlardır. Zuber sabiti $(\pi/24) = 0,131$, Leinhard ve Dhir (1973)'in yatay plakalar için elde ettikleri deneysel değer olan 0,149 ile değiştirilir ve son terim de ihmal edilirse denklem 2.7,

$$\dot{q}_{\max} = 0,149 h_{fg} \rho_v \left[\frac{\sigma g (\rho_l - \rho_v)}{\rho_v^2} \right]^{1/4} \quad 2.8$$

şeklini alır.

Bu eşitliğin iki şartla doğru netice vereceği ifade edilmiştir;

- a- Plakanın her iki yanında sıvının akışı engellenmelidir.
- b- Test yapılacak yüzey yeterli uzunlukta olmalıdır.

2.4.4. Yatay Silindirlerde Kaynama İçin Kritik Isı Akısı

Yatay silindirler, kaynamada önemli bir geometridir. Temel teorilere iyi derecede uyum sağlarlar. Büyük çaplı silindirler için,

$$\dot{q}_{\max} = 0,116 h_{fg} \rho_v^{1/2} (\sigma(\rho_l - \rho_v)g)^{1/4} \quad 2.9$$

uygundur. Küçük çaplı silindirler için denklemin başındaki sayısal sabit yerine Sun ve Lienhard (1970),

$$C = 0,116 + 0,3 \exp(-3,44 R'^{1/2}) \quad 2.10$$

sabitini önermişlerdir. Burada, R' boyutsuz sabittir ve

$$R' = R \left[\frac{\sigma}{g(\rho_l - \rho_v)} \right]^{-1/2} \quad 2.11$$

ile ifade edilir ve R silindir yarıçapıdır (m).

2.4.5. Basınca Kritik Isı Akısının Değişimi

Bir sistemde basınç arttığında h_{fg} değeri önce azar azar düşer, sonra kritik noktaya yaklaştıkça düşüş daha da artar, ρ_v artar, σ ve $(\rho_l - \rho_v)$ düşer. Yatay bir plaka için basınca göre kritik ısı akısı değişimi değerleri 2.8 denklemi kullanılarak çizelge 2.2'deki gibi bulunmuştur.

Çizelge 2.2. Yatay plaka için basınca göre kritik ısı akısının değişimi (Whalley 1990).

P (bar)	$\dot{q}_c$ (MW/m ²)
0,01	0,168
0,1	0,471
1	1,25
10	2,97
20	3,70
30	4,03
50	4,38
70	4,45
90	4,34
100	4,10
150	3,27
220 (p_c)	0

Çizelgeden de görüleceği üzere 70 bar civarında kritik ısı akısı maksimum olmaktadır ve kritik sıcaklıkta ısı akısı sıfırdır.

2.4.6. Soğuk (Subcooling) Sıvının Kritik Isı Akısına Etkisi

Yukarıda bahsi edilen sonuçların hepsi doymuş kaynama içindir. ΔT değeri ΔT_d değerinin altında olması kritik ısı akısının artışına neden olur ve bu artış ΔT_d ile orantılı olacaktır. Ivey ve Morris (1962),

$$\dot{q}_{c,sub} = \dot{q}_{c,d} \left[1 + 0,1 \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{3/4} \frac{c_{pl} \Delta T_{sub}}{h_{fg}} \right] \quad 2.12$$

bağıntısını önermişlerdir. Burada, $\dot{q}_{c,sub}$ soğuk kaynama (subcooled) durumundaki sıvının kritik ısı akısı (W/m^2), $\dot{q}_{c,sat}$ doymuş sıvının kritik ısı akısı (W/m^2), ΔT_{sub} ise yüzey ve akışkan sıcaklıkları arasındaki farktır.

2.4.7. Minimum Isı Akısı

Geçiş kaynama için yeterli bir teori geliştirilmemiş olup, koşullar, sıvı ile ısıtıcı yüzey arasında periyodik ve kararsız temas ile belirlenir. Ancak, kararlı bir buhar filminin oluşmasına ve en küçük ısı akısı koşuluna karşı geldiği için, bu aşamanın üst sınırı önemlidir. Isı akısı, bu en küçük değerin altına düşerse, film dağılır ve yüzeyin soğumasına ve kabarcıklı kaynamanın yeniden oluşmasına neden olur.

Zuber (1958), kararlılık teorisini kullanarak büyük bir yatay levhadaki en küçük ısı akısı, $\dot{q}_{min}$ için aşağıdaki bağıntıyı türetmiştir.

$$\dot{q}_{min} = C \rho_v h_{fg} \left[\frac{g \sigma (\rho_l - \rho_v)}{(\rho_l + \rho_v)^2} \right]^{1/4} \quad 2.13$$

$C=0,9$ sabiti, Berenson (1961) tarafından deneylerle bulunmuştur. Bu bağıntı çoğu akışkan için orta basınçlarda yaklaşık olarak %50 doğruluğa sahiptir, fakat yüksek

basıncılarda daha hatalı sonuç verir (Hahne vd 1977). Yatay silindirler için de benzeri bir sonuç Lienhard (1964) tarafından bulunmuştur.

2.4.8. Durgun Film Kaynama

Durgun film kaynama rejiminde, yani minimum film kaynama noktasından sonra yüzeyi sürekli bir film tabakası örter ve sıvı fazı ile yüzey arasında herhangi bir temas olmaz. Kararlı buhar filmindeki koşullar, laminar film yoğuşmasındaki koşullara çok benzediğinden film kaynaması bağıntıları, yoğuşma teorisinden elde edilen sonuçlara dayandırılır. Çapı d olan bir silindir veya küre üzerinde film kaynamasına uygulanabilen böyle bir sonuç,

$$\overline{Nu} = \frac{\overline{h_{konv}}d}{k_v} = C \left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)h'_{fg}d^3}{v_v k_v (T_y - T_d)} \right]^{1/4} \quad 2.14$$

şeklindeir. Burada, C yatay silindirler için 0,62 (Bromley 1950), küreler için ise 0,67 (Lienhard ve Dhir 1973)'dir. h'_{fg} düzeltilmiş gizli ısıdır ve buhar örtüsü içindeki sıcaklıkları doyma sıcaklığının üstünde tutabilmek için gerekli olan duyulur ısıyı da içine alır.

$$h'_{fg} = h_{fg} + 0,80c_{p,v}(T_y - T_d) \quad 2.15$$

olarak ifade edilmesine karşın buharın Prandtl sayısına da zayıfça bağımlı olduğu bilinmektedir (Sadasivan ve Lienhard 1987). Buhar özellikleri,

$$T_f = \frac{T_y + T_d}{2} \quad 2.16$$

film sıcaklığında alınırken, sıvının yoğunluğu doyma sıcaklığındaki değer olarak alınır.

Yüksek yüzey sıcaklıklarında ($T_y \geq 300^\circ\text{C}$), buhar filminde ışınlımla ısı geçişi önem kazanır (Incropera vd 1990). Işınlım, film kalınlığını artıracak yönde etki ettiği için, ışınlım ve taşınım işlemlerinin basitçe toplanabilir kabul etmek uygun olmaz. Bromley (1950), yatay boruların dış yüzeyinde film kaynamasını incelemiş ve toplam ısı geçiş katsayısını,

$$\bar{h}^{-4/3} = \bar{h}_{\text{konv}}^{-4/3} + \bar{h}_{\text{rad}}^{-1/3} \quad 2.17$$

denklemleriyle hesaplanmasını önermiştir. $\bar{h}_{\text{rad}} < \bar{h}_{\text{konv}}$ olması durumunda,

$$\bar{h} = \bar{h}_{\text{konv}} + \frac{3}{4} \bar{h}_{\text{rad}} \quad 2.18$$

bağıntısı kullanılabilir. Etkin ışınlım katsayısı $\bar{h}_{\text{rad}}$,

$$\bar{h}_{\text{rad}} = \frac{\varepsilon \sigma (T_y^4 - T_d^4)}{T_y - T_d} \quad 2.19$$

şeklinde yazılır. Burada, ε katının ışınlım yayma oranı, σ Stefan-Boltzmann sabitidir.

2.5. Durgun Kaynamaya Çeşitli Parametrelerin Etkisi

En önemli parametreler yerçekimi, doyma noktası altında akışkan sıcaklığı (subcooling) ve katı yüzey şartlarıdır. Yerçekimi alanının etkisini uzay taşıma araçları ve dönel makinelerde dikkate almak gerekir.

Doğal konveksiyon rejiminde ısı akısı $(T_y - T_\infty)^{5/4}$ veya $(\Delta T_e - \Delta T_{\text{sub}})^{5/4}$ olarak artar. Çekirdek kaynamada $\dot{q}_{\text{max}}$ ve $\dot{q}_{\text{min}}$, ΔT_{sub} ile lineer olarak artsa da ısı akısına

subcooling etkisi ihmal edilebilir. Film kaynama için ısı akısı ΔT_{sub} 'ın artmasıyla büyük ölçüde artar.

Farklı yüzey şekilleriyle çalışılarak kaynamadaki ısı transfer artışı üzerine çalışmalar devam etmektedir. Özel yüzeyler Webb (1983) tarafından incelenmiştir. İyileştirilmiş yüzeyler iki türdür;

- 1) Sinterleme, pirinçle kaplama, alevli püskürtme, elektrolitik çökeltme veya köpük formunda kaplama (foaming) ile oluşturulan yüzeyler.
- 2) Mekanik olarak işlenmiş veya oluşturulmuş çift girintili oyuklar.

Bu tür yüzeyler, kabarcıklanma odaklarında buharın sürekli olarak yenilenmesini ve ısı geçişinin, on kat daha fazla iyileştirilmesini sağlar.

2.6. Zorlanmış Taşınım Kaynama (Akış Kaynama)

Isıtılmış bir boru veya kanaldan akışta sıvı akışkan faz değiştiriyorsa, bu kaynamaya 'zorlanmış taşınım kaynama' denir. Durgun kaynamada akışkanın hareketi, büyük ölçüde, ısıtılan yüzeyden ayrılan kabarcıkların kaldırma kuvvetlerinden kaynaklanır. Zorlanmış kaynamada akışkan hareketi ise, kaldırma etkilerinin yanı sıra, akışkanın yönlendirilmiş kitle hareketine de bağlıdır. Akış kaynama, dış akış ve iç akış olmak üzere iki temel kategoriye ayrılır. Isıtılan bir levha veya silindir üzerinden dış akış, bir kanal içerisinden ise iç akış meydana gelir.

2.6.1. Zorlanmış Taşınım Dış Akışta Kaynama

Isıtılan bir levha üzerinden dış akışta, kaynama başlangıcına kadar ısı akısı, zorlanmış konveksiyon için belirlenmiş standart bağıntılarla hesaplanabilir. Isıtılan levhanın sıcaklığı artırılırken, kabarcıklı kaynama meydana gelir ve ısı akısı artar. Eğer buhar üretimi çok fazla değilse ve sıvı aşırı soğutulmuş ise (Bergles 1964 ve Rohsenow 1952),

sadece zorlanmış taşınım ve sadece havuz kaynaması ile oluşan bileşenlerden, toplam ısı akısını belirlemek için bir yöntem önermişlerdir.

Hem zorlanmış taşınım, hem de aşırı soğutmanın, çekirdek kaynamadaki kritik ısı akısını ($\dot{q}_{\max}$) arttırdığı bilinmektedir. 1 atm basınçta suyun havuz kaynaması için 1.3 MW/m² olan bu değer zorlanmış taşınım ile 35 MW/m²'ye yükselmiştir (Stralen ve Cole 1979). Çapı d olan bir silindir üzerindeki akışta V hızındaki bir akışkan için $\dot{q}_{\max}$ kritik ısı akısını Lienhard ve Eichorn (1976), düşük ve yüksek hızlar için aşağıdaki gibi geliştirmişlerdir.

Düşük hızlarda ısı akısı,

$$\dot{q}_{\max}'' = \rho_v h_{fg} V \frac{1}{\pi} \left[1 + \left(\frac{4}{We_d} \right)^{1/3} \right] \quad 2.20$$

ve düşük hız aşağıdaki gibi tanımlanır.

$$\left(\frac{\dot{q}_{\max}''}{\rho_v h_{fg} V} \right) < \left[\frac{0.275}{\pi} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.5} + 1 \right] \quad 2.21$$

2.20 denkleminde, Weber sayısı We_d atalet kuvvetlerinin yüzey gerilmesi kuvvetlerine oranıdır ve

$$We_d = \frac{\rho_v \cdot V^2 \cdot d}{\sigma} \quad 2.22$$

olarak ifade edilir. Burada, d silindir çapı, V silindire dik akışta olan akışkanın hızıdır.

Yüksek hızlarda ısı akısı,

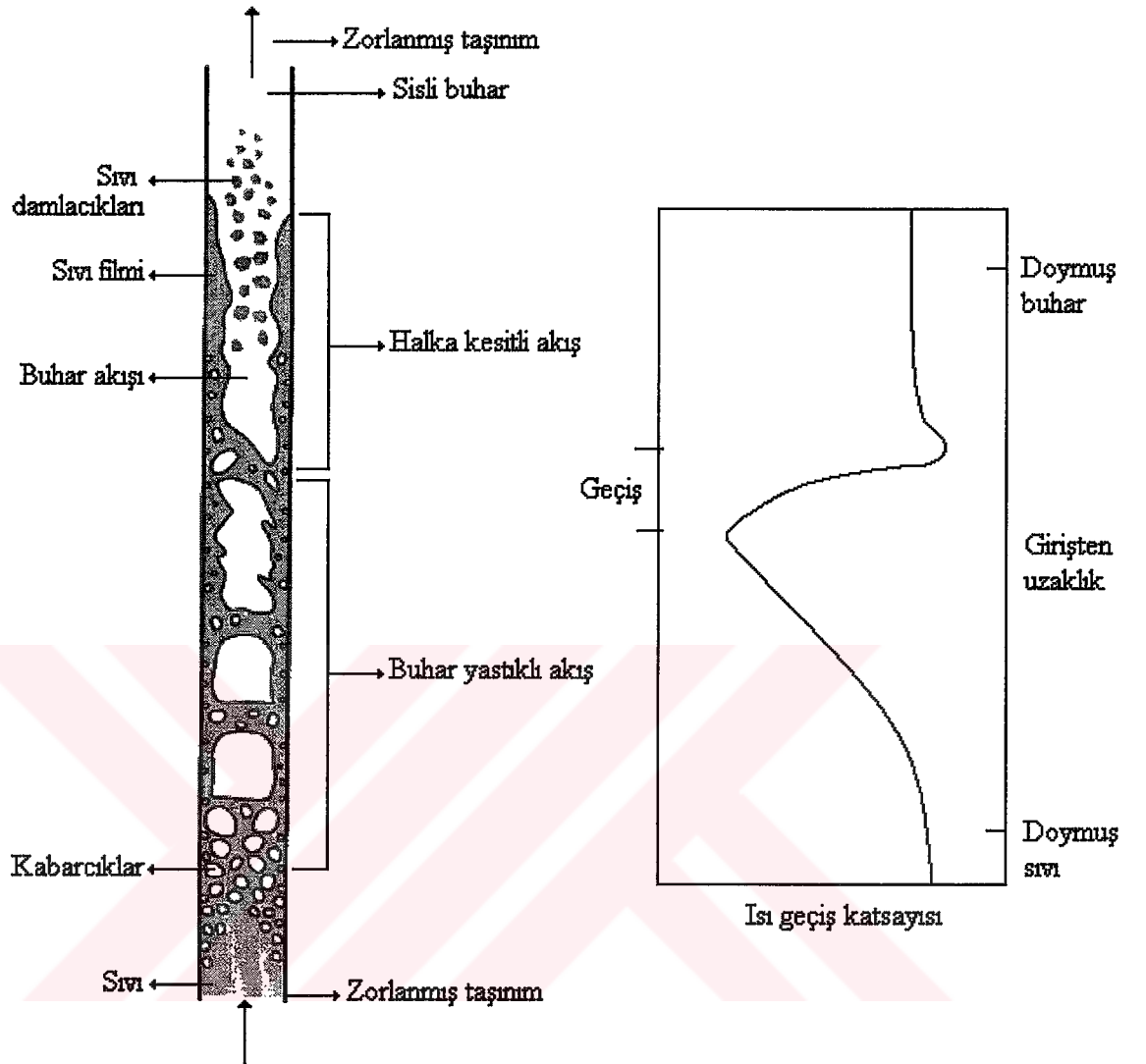
$$q''_{\max} = \rho_v h_{fg} V \left[\frac{(\rho_l / \rho_v)^{3/4}}{169\pi} + \frac{(\rho_l / \rho_v)^{1/2}}{19.2\pi We_d^{1/3}} \right] \quad 2.23$$

ve yüksek hız aşağıdaki gibi tanımlanır.

$$\left(\frac{q''_{\max}}{\rho_v h_{fg} V} \right) > \left[\frac{0.275}{\pi} \left(\frac{\rho_l}{\rho_v} \right)^{0.5} + 1 \right] \quad 2.24$$

2.6.2. Zorlanmış Taşınım İç Akışta Kaynama (İki Fazlı Akış)

İç akışta kaynama, içinde bir sıvı akarken ısıtılan bir borunun iç yüzeyinde kabarcık oluşması ile gerçekleşir. Şekil 2.5'teki ısıtılan düşey borunun içinde, sabit ısı akısında zorlanmış taşınım iç akış gösterilmektedir. Boruya aşırı soğutulmuş sıvı olarak giren akışkana ısı geçişi, başlangıçta, zorlanmış taşınım ile olur. Ancak kaynama bir kez başladıktan sonra, yüzeyde ortaya çıkan kabarcıklar büyür ve ana sıvı akışı içine taşınırlar. Bu kabarcıklı akış aşamasında taşınım ile ısı transfer katsayısında keskin bir artış vardır. Buharın hacmi arttıkça ayrık kabarcıklar birleşirler ve buhar yastıkları oluştururlar. Buhar yastıklı akış aşamasından sonra, sıvı, yüzeyde bir film oluşturur. Buhar daha büyük bir hızla borunun ortasından, sıvı ise yüzeyden hareket eder. Bu durumda ısı taşınım katsayısı yükselir. Ancak iç yüzey üzerinde kuru noktalar belirir ve bundan sonra ısı taşınım katsayısı azalmaya başlar. Geçiş kaynamasında ise kuru noktalar gittikçe artar ve kalan sıvı, ortadaki buharın içinde damlacıklar halinde sürüklenir. Bu aşamada ısı transfer katsayısı azalmaya devam eder. Sisli buhar aşamasında tüm damlacıklar buhara dönüşür ve buhar, yüzeyden zorlanmış taşınım ile ısı geçişi sonucu kızdırılır.



Şekil 2.5. Bir boru içinde, zorlanmış taşınımlı kaynamada akış düzenleri

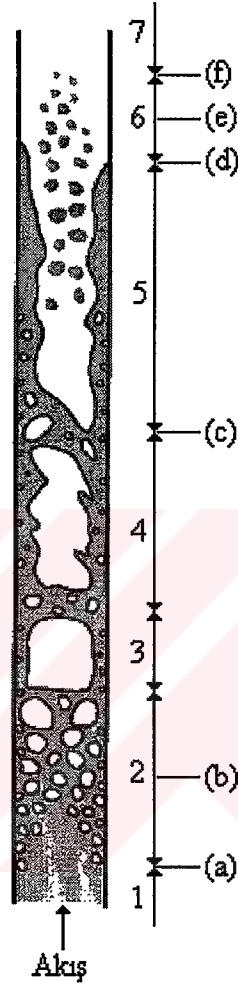
Collier (1981), akış kaynamayı şekil 2.6'daki gibi açıklamıştır.

(a) Kabarcıklı kaynama, kuruluk derecesi x_T 'nin sıfırdan küçük değerlerinde başlar. x_T , aşağıdaki gibi ifade edilir.

$$x_T = \frac{i - i_{l,doy}}{h_{fg}}$$

2.25

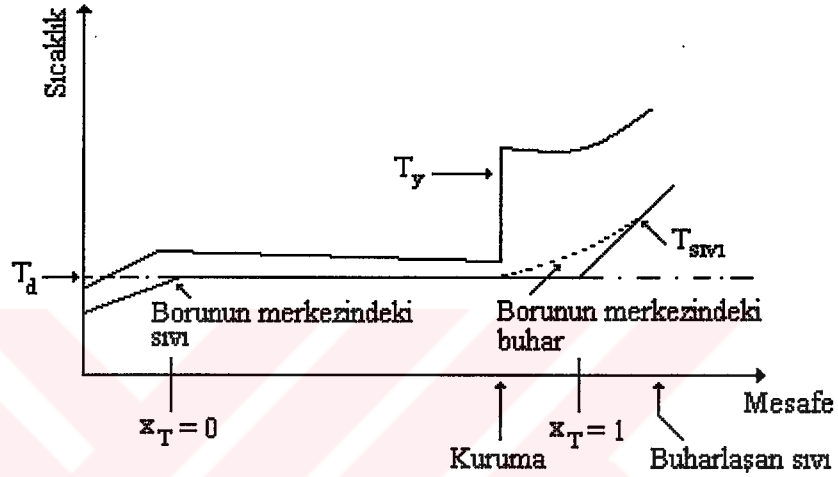
Burada, i karışım akışkanın entalpisi (kJ/kg), $i_{1,\text{doy}}$ sıvı fazın doyma entalpisi (kJ/kg).



Şekil 2.6. Düşey bir boru içerisinde akış kaynama

- (b) $x_T = 0$, doymuş sıvı.
- (c) Kabarcıklar birleşerek mermi şeklini alır (slug-akış) ve kaynama doğal taşınım karakterindedir.
- (d) Sıvı filmin yerini kuru yüzey alır. Bu durum kuruluk, yanma veya kritik ısı akısı durumu olarak tanımlanır.
- (e) $x_T = 1$, doymuş buhar.
- (f) Kalan sıvı damlacıkları buharlaşır.

Boru yüzeyinin sıcaklık değişimi ve sıvı sıcaklığı şekil 2.7’de verilmiştir. Görüldüğü gibi yüzeyin kurumasıyla sıcaklık aniden artmaktadır. Ayrıca, kuruma olduktan sonra duvar sıcaklığı ile doyma sıcaklığı arasındaki fark kademeli olarak düşer. Böylece, buharın kuruluk derecesinin artmasıyla c-d arasında (annular flow) sıvı filmi gittikçe inceleyeceğinden kaynama ısı transfer katsayısı artar.

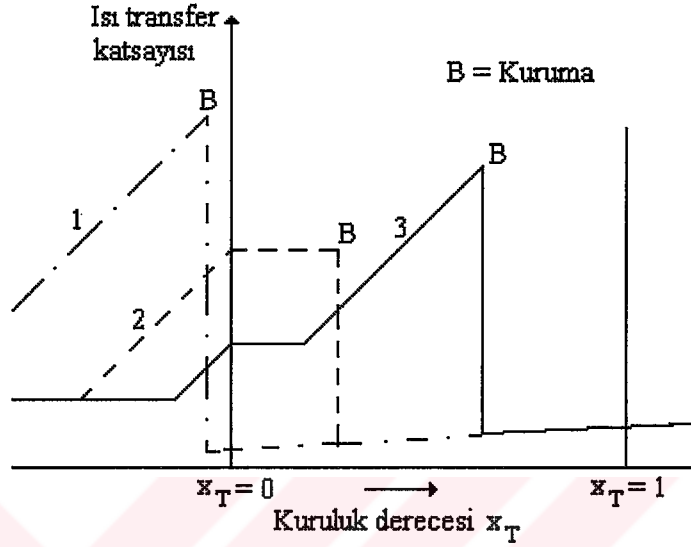


Şekil 2.7. Akış kaynamada duvar ve sıvı sıcaklıkları

Şekil 2.8’de kuruluk derecesine karşılık ısı transfer katsayısı değişimi görülmektedir. Şekilde, 1, 2 ve 3 eğrileri farklı ısı akılarındaki değerleri göstermektedir. Yüksek ısı akısında, 1. eğride, kuruluk derecesi x_T sıfır olmadan kuruma (burnout) olur. Düşük ısı akısındaki 2. eğride, $x_T = 0$ ’da kuruma olur. Kuruluk derecesinin sıfırdan büyük değerlerinde çekirdek kaynama meydana gelir ve kuruma noktasında biter. En düşük ısı akısına sahip 3. eğride farklı beş bölge bulunur;

- 1) Zorlanmış konveksiyonlu tek fazlı sıvı (ısı transfer katsayısı sabittir).
- 2) Soğuk kaynama, akışkan sıcaklığı doyma sıcaklığına yaklaşırken ısı transfer katsayısı artar.
- 3) Isı transfer katsayısının sabit olduğu doymuş çekirdekli kaynama.
- 4) Doymuş konvektif kaynama (ısı transfer katsayısı yavaşça artar).

5) Kuruma noktasından sonra ısı transferi katsayısı düşer ve tek fazlı buhar akışı meydana gelir.



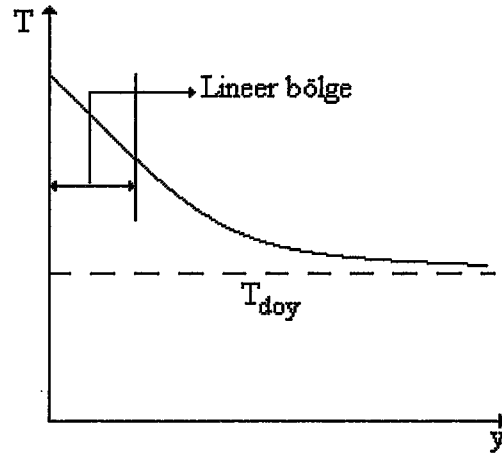
Şekil 2.8. Akış kaynamada ısı transfer katsayısının değişimi

2.6.3. Çekirdek Kaynama Başlangıcı

Akış kaynama durumunda yüzey ile sıvı arasındaki sıcaklık profili şekil 2.9’da görülmektedir. Yüzey yakınındaki herhangi bir T sıcaklığı;

$$T = T_y - \frac{\dot{q}y}{k_1} \quad 2.26$$

bağıntısı ile bulunur. Burada, T_y yüzey sıcaklığı, $\dot{q}$ yüzeyden sıvıya olan ısı akısı (W/m^2), y yüzeyden olan dik mesafe (m), k_1 sıvının ısı iletim katsayısıdır.



Şekil 2.9. Akış süresince yüzeyden mesafe ile sıcaklığın değişimi.

Kabarcığın büyümesi durumunda;

$$T > T_d + \frac{2\sigma}{y} \frac{T_d}{h_{fg}\rho_g} \quad 2.27$$

verilir. Burada, σ yüzey gerilmesi, h_{fg} buharlaşma gizli ısıdır. Denklem 2.26'daki T değeri 2.27'de yerine yazılırsa;

$$T_y - \frac{\dot{q} y}{k_l} > T_d + \frac{2\sigma}{y} \frac{T_d}{h_{fg}\rho_g} \quad 2.28$$

buradan,

$$T_y - T_d = \frac{1}{y} \left(\frac{2\sigma T_d}{h_{fg}\rho} + \frac{\dot{q}}{k_l} y^2 \right) \quad 2.29$$

Ayrıca, sıcaklık gradyanları eşittir ve bu durumda,

$$y^2 = \frac{2\sigma T_d k_l}{\dot{q} h_{fg} \rho_g} \quad 2.30$$

Bu değ r 2.29 denkleminde yerine yazılırsa;

$$(T_y - T_d)^2 = \frac{8\sigma T_d \dot{q}}{h_{fg} \rho_g k_l} \quad 2.31$$

elde edilir. Bu durumda çekirdek kaynama;

$$\Delta T_d > \left[\frac{8\sigma T_d \dot{q}}{h_{fg} \rho_g k_l} \right]^{\frac{1}{2}} \quad 2.32$$

 artı sağlandığında ba lar. Bu denklem Davis ve Anderson (1966) tarafından türetilmiştir.

2.6.4. Isı Transfer Katsayısının Hesabı

Chen (1963), doymuş kaynama durumunda hem çekirdek kaynama hem de akış kaynama için yaptėėı çalışma sonucu aşağıdaki bağıntıyı önermiştir.

$$h_B = h_{NB} + h_{FC} \quad 2.33$$

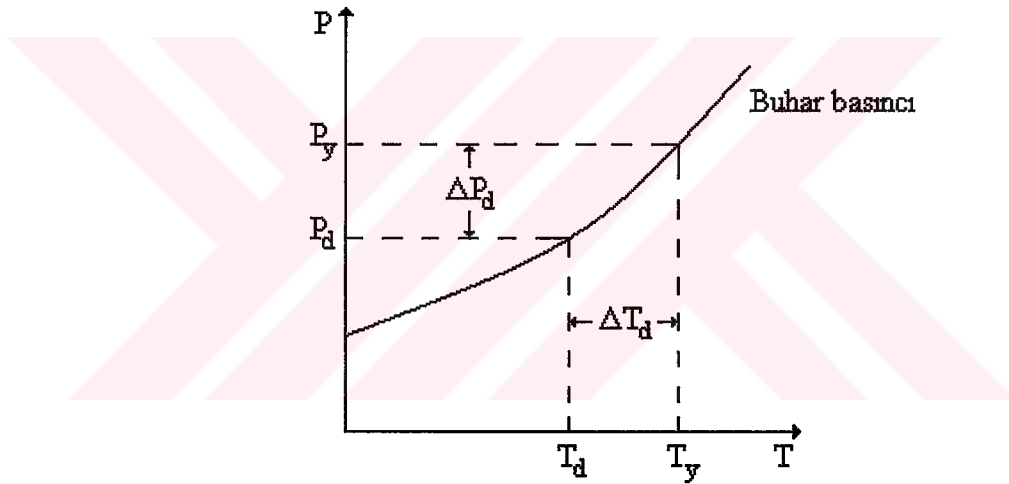
Burada, h_B toplam kaynama ısı transfer katsayısı, h_{NB}  ekirdek kaynama ısı transfer katsayısı, h_{FC} zorlanmış ta ınımında ısı transfer katsayısıdır.

$$h_{NB} = Sh_{FZ} \quad 2.34$$

Burada, S düzeltme katsayısıdır ve 0 ile 1 arasında değişir. S iki fazlı Reynolds sayısının bir fonksiyonudur. h_{FZ} Forster-Zuber (1955) denkleminde hesaplanan çekirdek kaynama ısı transfer katsayısıdır. h_{FZ} aşağıdaki denklemle hesaplanır;

$$h_{FZ} = \frac{0,00122 \Delta T_d^{0.24} \Delta p_d^{0.75} C_{pl}^{0.45} \rho_l^{0.49} k_l^{0.79}}{\sigma^{0.5} h_{fg}^{0.24} \mu_l^{0.29} \rho_g^{0.24}} \quad 2.35$$

Burada, C_{pl} sıvının özgül ısısı, k_l sıvının ısı iletim katsayısı, Δp_d , ΔT_d 'ya karşılık gelen doyma basıncı farkıdır ve şekil 2.10'da gösterilmiştir.



Şekil 2.10. Buhar basıncı eğrisi

Zorlanmış taşınım ısı transfer katsayısı;

$$h_{FC} = h_1 F \quad 2.36$$

şeklinde ifade edilir. Burada, F iki fazlı akış ısı transfer katsayısı çarpanıdır ve Martinelli parametresinin bir fonksiyonudur. Martinelli parametresi bir kanalda sadece sıvı veya sadece gaz olması durumunda sıvı ve gaz basınç gradyanları oranı olup aşağıdaki şekilde ifade edilir.

$$X = \left[\frac{(dp/dz)_l}{(dp/dz)_v} \right]^{1/2} \quad 2.37$$

h_l boru içinde sadece sıvı olması halinde ısı transfer katsayısıdır. Bu değer Dittus-Boelter (1930) denklemi ile şöyle hesaplanabilir;

$$Nu_l = 0.023 Re_l^{0.8} Pr_l^{0.4} \quad 2.38$$

Bu denklemde,

$$Nu_l = \frac{h_l d}{k_l} \quad 2.39$$

$$Re_l = \frac{G(1-x)d}{\mu_l} \quad 2.40$$

$$Pr_l = \frac{\mu_l C_{p_l}}{k_l} \quad 2.41$$

Burada, G borunun birim kesit alanından geçen toplam (sıvı-buhar) kütle akış oranıdır ($kg/m^2.sn$).

2.6.5. Soğuk (Subcooled) Kaynama

Soğuk kaynama için ısı akısı aşağıdaki gibi verilir.

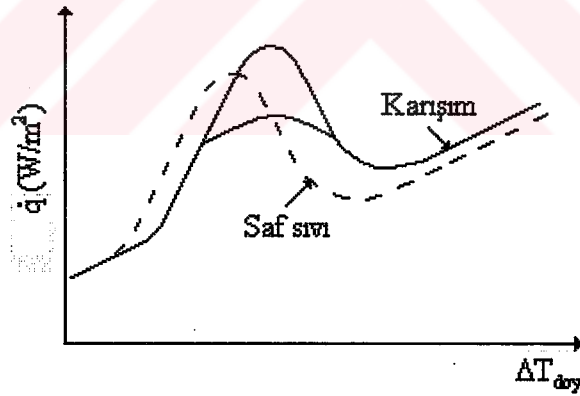
$$\dot{q} = h_l(T_y - T_\infty) + h_{NB}(T_y - T_d) \quad 2.42$$

Burada, T_y yüzey sıcaklığı, T_∞ sıvı sıcaklığıdır. Sıvı sıcaklığı doyma sıcaklığına gelinceye kadar ısı akısı düzgün ve kademeli olarak artar.

2.7. Kaynamada Karışım Etkileri

Karışım halindeki akışkanın kaynaması ile tek veya saf bir bileşenin kaynaması arasında önemli farklılıklar vardır. Bir karışımın ve saf bir akışkanın havuz kaynama eğrileri şekil 2.11’de görülmektedir. Şekilden karışımlarla ilgili aşağıdaki sonuçlar çıkarılabilir;

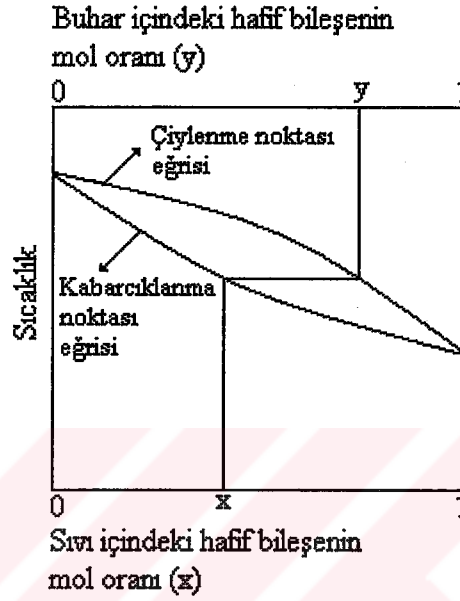
- Bir karışımın çekirdek kaynama başlangıcı, tek veya saf bir akışkana göre daha yüksek sıcaklık farklarında gerçekleşir.
- Havuz kaynamada karışımın ısı transfer katsayısı saf akışkanınkine göre daha düşüktür.
- Kritik ısı akısı artarak veya azalarak karışımdan etkilenir.



Şekil 2.11. Bir saf sıvı ve bir karışıma ait kaynama eğrisi

Karışımlardaki bu farklılıklar faz dengesi etkisi ile ilgilidir. Bu olay bir sıcaklık-karışım oranı diyagramında aşağıdaki gibi açıklanabilir;

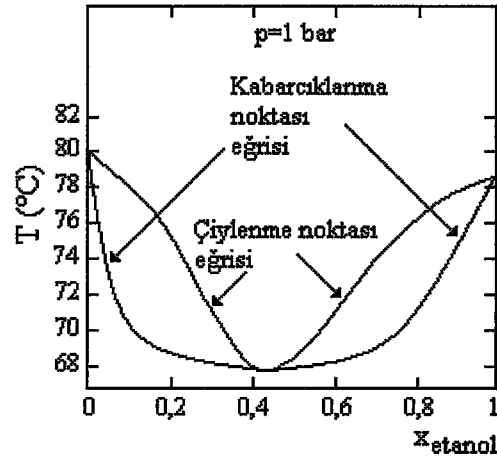
a) İdeal bir karışım için sıcaklık-karışım oranı diyagramı şekil 2.12’de verilmiştir. Kaynama durumunda sıvı x kompozisyonunda iken, sıvıyla dengedeki buhar ise y kompozisyonuna sahiptir.



Şekil 2.12. Normal bir karışım için faz dengesi diyagramı

b) Karışımlar genelde azeotrop yapıya sahiptirler. Azeotrop, aynı kompozisyona sahip sıvı ve bu sıvıyla denge halindeki buhar kompozisyonuna sahip bir sıvıdır. Azeotropolar, fazları arasında kompozisyon farkı olmadığı için saf sıvı gibi davrandıklarından dolayı oldukça kullanışlıdır. Azeotrop karışımlara etanol-su, etanol-benzen, aseton-kloroform karışımları örnek verilebilir.

Ethanol-benzen karışımının sıcaklık-kompozisyon diyagramı şekil 2.13’de verilmiştir.



Şekil 2.13. Azeotrop yapıdaki bir karışımın faz denge diyagramı.

2.7.1. Çekirdek Kaynama Başlangıcı

Isıtıcı yüzeyindeki oyuklarda oluşan kabarcığın içindeki basınç;

$$p_k = p + \frac{2\sigma}{r} \quad 2.43$$

ile ifade edilir (Collier 1981). Burada, P_k oyuk içindeki basınç, P sıvı içindeki basınç, σ yüzey gerilmesi ve r ise kabarcık yarıçapıdır. Isıtıcı yüzey sıcaklığı T_y ,

$$T_y > T_d + \frac{dT}{dp}(p_k - p) \quad 2.44$$

olduğu zaman çekirdek kaynama başlayacaktır. Kabarcık çapının en büyük olduğu oyuk üzerinde $r=R$ olacağından basınç farkı 2.44 denkleminde yerine konulduğunda,

$$\Delta T_d > \frac{2\sigma}{R} \frac{dT}{dp} \quad 2.45$$

elde edilir. Sıcaklık farkı ΔT_d , $(dT/dp)(2\sigma/R)$ değerini geçtiğinde çekirdek kaynama başlar. Karışımlarda çekirdek kaynama başlangıcı daha büyük sıcaklık farklarında olur.

$$(\Delta T_d)_{\text{karışım}} > (\Delta T_d)_{\text{saf}} \quad 2.46$$

Bu olaya, $\frac{dT}{dp}$, σ veya R parametrelerinden biri neden olabilir. Bu parametrelerin etkisi şu şekilde açıklanabilir;

(a) $\frac{dT}{dp}$; bu parametre doyma eğrilerinin eğimidir ve karışımın etkisiyle önemli derecede değişiklik olmaz.

(b) σ (yüzey gerilmesi); bu parametre özellikle suya küçük miktarlarda organik bileşikler eklenmesi durumunda önemli derecede değişebilir. Ancak etanol-benzen gibi birçok karışımın yüzey gerilmesindeki değişim küçüktür.

(c) R (pürüzlülük yarıçapı); yüzeydeki çukurların içi çoğu zaman hava ile doludur. Havanın bu bölgelerde tutulması çukurun geometrisine, yüzey gerilmesine ve temas açısına bağlıdır. Şekil 2.14'de bu durum gösterilmektedir.



Şekil 2.14. Bir Azeotrop temas açısı

Temas açısı $\phi \rightarrow 0$ durumunda sıvı yüzey ile temas eder ve yüzeyi ıslatır. Kontak açısı çukur yarıçapı ile değişir. Çekirdek kaynama başlangıcında yüzey sıcaklığındaki bir artış önemli ölçüde değişime neden olur (Thome ve Shock 1984).

2.7.2. Çekirdek Kaynama Isı Transfer Katsayısı

Karışımlarda çekirdek kaynama ısı transfer katsayılarını hesaplamak için Stephan ve Korner (1969) tarafından bulunan metot yaygın olarak kullanılır.

$$(\Delta T_d)_{\text{karışım}} > \Delta T_{d,e} (1+\theta) \quad 2.47$$

Burada, $(\Delta T_d)_{\text{karışım}}$ verilen bir ısı akısında karışım için sıcaklık farkıdır. $\Delta T_{d,e}$ aynı ısı akısına karşılık gelen saf sıvının sıcaklık farkıdır. $\Delta T_{d,e}$ aşağıdaki gibi ifade edilir.

$$\Delta T_{d,e} = x_1 \Delta T_{d,1} + x_2 \Delta T_{d,2} \quad 2.48$$

Burada, x_1 ve x_2 , 1 ve 2 bileşenlerinin mol oranıdır. $\Delta T_{d,1}$ ve $\Delta T_{d,2}$ bu bileşenlerin sıcaklık farklarıdır. Denklemdaki boyutsuz parametre θ aşağıdaki gibi ifade edilir.

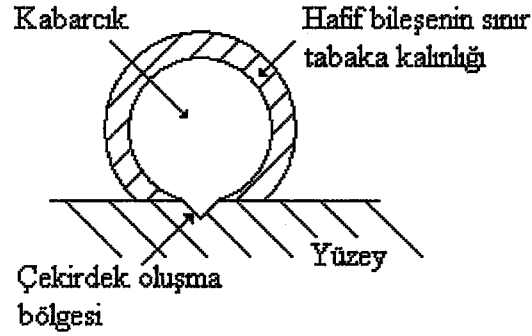
$$\theta = A |y - x| \quad 2.49$$

Burada, x sıvı fazdaki hafif bileşenin mol oranı, y buhar fazdaki hafif bileşenin mol oranıdır. θ boyutsuz parametresi daima pozitifdir. A değeri ise;

$$A = A_0 (0,88 + 0,12p) \quad 2.50$$

olarak ifade edilir. Burada, p sistem basıncı (bar), A_0 ikili karışımlara bağlı ampirik bir sabittir. Örneğin, etanol-benzen için bu değer 0,42'dir. Diğer karışımlar için A_0 değerleri Thome ve Shock (1984), Collier (1981) ve Stephan ve Korner (1969) tarafından verilir.

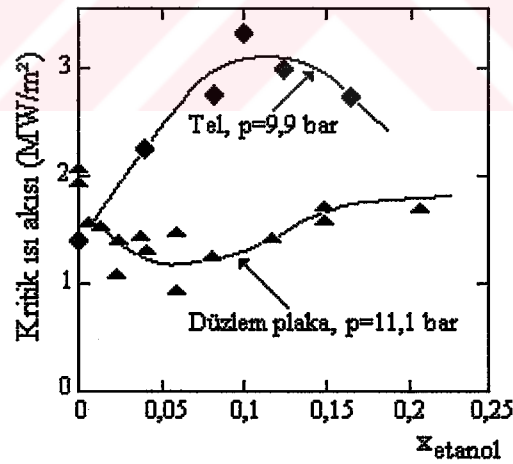
Isı transfer katsayısının düşmesine neden olan mekanizma şekil 2.15'de gösterilmiştir.



Şekil 2.15. Bir karışımda kabarcığın ısı transferini düşürme mekanizması

2.7.3. Havuz Kaynamada Kritik Isı Akısı

Karışımların etkisiyle kritik ısı akısı artar. Fakat bu kabul yaygın değildir (Whalley 1990). Şekil 2.16’da Bobrovich (1962) tarafından yapılan butanol-su karışımı için kritik ısı akısı değerleri görülmektedir. Deneyde düzlem yüzey veya tel kullanılması halinde ayrıca, düşük basınç farklarında önemli farklılıklar görülmektedir.

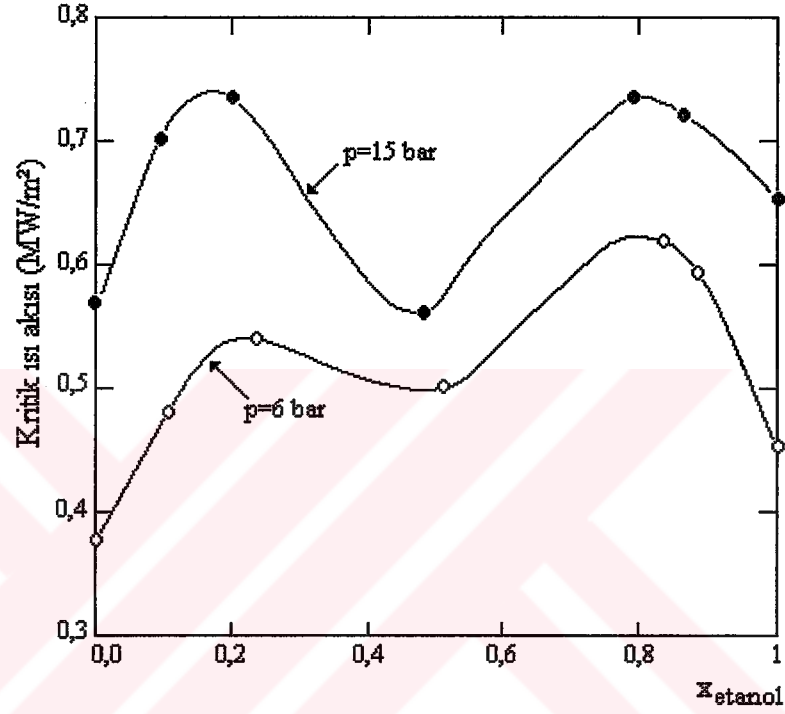


Şekil 2.16. Bütanol-su karışımı için kritik ısı akısı

Afgan (1968), etanol mol oranı yaklaşık 0,45 olan azeotrop özellikteki bir etanol-benzen sisteminde daha fazla data kullanarak kritik ısı akısı değişimini şekil 2.17’deki gibi elde etmiştir. Burada şu sonuçlar sıralanabilir;

(a) Azeotrop bir bileşiğin kritik ısı akısı saf akışkan ile karşılaştırıldığında küçük bir değişim göstermektedir. Azeotrop bileşiklerde karışımın etkisi dikkate alınmalıdır.

(b) Azeotrop ve saf akışkan özelliklerinin azaldığı bölgelerde kritik ısı akısı karışım etkileriyle artar.



Şekil 2.17. Ethanol-benzen karışımı için kritik ısı akısı

2.7.4. Karışımlarda Akış Kaynama

Karışımlarda akış kaynama ısı transfer katsayısı saf akışkanlarla karşılaştırıldığında daha düşüktür. Karışımlarda kaynamada ısı transfer katsayısını hesaplamak için genel metotlar önerilmiştir. Ancak bu konu geniş çerçevede incelenmemiştir (Whalley 1990). Örneğin, Bennett ve Chen (1980) etilenglikol-su karışımı için Chen'in tek bileşenli korelasyonunun değişik bir modelini sundular.

2.8. Kaynamada Kullanılan Boyutsuz Parametreler

Sınır tabaka işlemlerinde uygun boyutsal gruplar bulunarak boyutsuzlaştırma yapılır. Bu yaklaşımla, ilgili ısı geçişi mekanizmalarının daha iyi anlaşılması sağlanır. Kaynama için uygun eşitlikler geliştirmek zor olduğundan, uygun boyutsuz parametreler, Buckingham pi teoremini (Fox ve McDonald 1985) kullanarak elde edilebilir. Her bir işlem için ısı taşınım katsayısı; yüzey ile akışkanın doyma sıcaklıkları arasındaki $\Delta T = |T_y - T_d|$ farka, sıvı-buhar yoğunluk farkından kaynaklanan $g(\rho_l - \rho_v)$ kaldırma kuvvetine, h_{fg} gizli ısısına, σ yüzey gerilmesine, L karakteristik uzunluğuna ve sıvı ile buharın termofiziksel özelliklerine (ρ, c_p, k, μ) bağlıdır. Bu durumda ısı taşınım katsayısı;

$$h = h[\Delta T, g(\rho_l - \rho_v), h_{fg}, \sigma, L, \rho, c_p, k, \mu] \quad 2.50$$

olarak ifade edilir. Burada 4 ana boyut (kg, m, s, K) ve 10 adet değişken olduğuna göre, $(10-4)=6$ adet pi-kümesi elde edilir ve bunlar aşağıdaki gibi gösterilebilir;

$$\frac{hL}{k} = f \left[\frac{\rho g(\rho_l - \rho_v)L^3}{\mu^2}, \frac{c_p \Delta T}{h_{fg}}, \frac{\mu c_p}{k}, \frac{g(\rho_l - \rho_v)L^2}{\sigma} \right] \quad 2.51$$

$$\frac{\rho g(\rho_l - \rho_v)L^3}{\mu^2} = Gr \text{ (Grashof sayısı)} \quad 2.52$$

$$\frac{c_p \Delta T}{h_{fg}} = Ja \text{ (Jakop sayısı)} \quad 2.53$$

$$\frac{\mu c_p}{k} = Pr \text{ (Prandtl sayısı)} \quad 2.54$$

$$\frac{g(\rho_l - \rho_v)L^2}{\sigma} = \text{Bo (Bond sayısı)} \quad 2.55$$

$$\frac{hL}{k} = \text{Nu (Nusselt Sayısı)} \quad 2.56$$

$$\text{Nu} = f[\text{Gr, Ja, Pr, Bo}] \quad 2.57$$

Nu ve Pr sayıları tek fazlı konveksiyon analizlerinde de kullanılır. Diğer boyutsuzlar ise kaldırma kuvveti etkisiyle hareketlenen akışkanın, ısı geçişi üzerindeki etkisini simgeler. Burada, Jakob sayısı (Ja), kaynama sırasında buhar tarafından kazanılan en büyük duyulur enerjinin, buhar tarafından kazanılan gizli enerjiye oranıdır. Birçok uygulamada, duyulur enerji, gizli enerjiden çok daha küçüktür ve Ja, küçük bir değere sahiptir. Bond sayısı (Bo), yer çekimi etkisiyle oluşan kaldırma kuvvetinin, yüzey gerilmesi kuvvetine oranıdır. Grashof sayısı ise kaldırma kuvvetlerinin viskoz kuvvetlerine oranıdır.

3. MATERYAL ve YÖNTEM

3.1. Deney Düzenegi

Deney düzenegine ait şematik resim şekil 3.1’de gösterilmiştir. Deney düzeneginde akışkanı ısıtmak için 2 kW gücünde elektrikli ısıtıcı bulunmaktadır. Numunelerin yukarı-aşağı hareketini sağlamak için 0-10 bar basınç aralıklarında çalışan bir pnömatik piston kullanılmıştır. Deney düzenegi üzerinde 2 adet basınca dayanıklı gözetleme camı, manometre, iç ortam hava sıcaklığını ve akışkan sıcaklığını ölçmek için 2 adet termometre, gaz ve akışkan giriş-çıkışını sağlamak için de 4 adet vana bulunmaktadır. Deney tankı 10 bar basınca dayanacak şekilde imal edilmiş olup üzerindeki tüm bağlama elemanlarında sızdırmazlık sağlanmaktadır. Ayrıca tank üzerinde 6 bar basınçta çalışan 2 adet emniyet ventili bulunmaktadır.

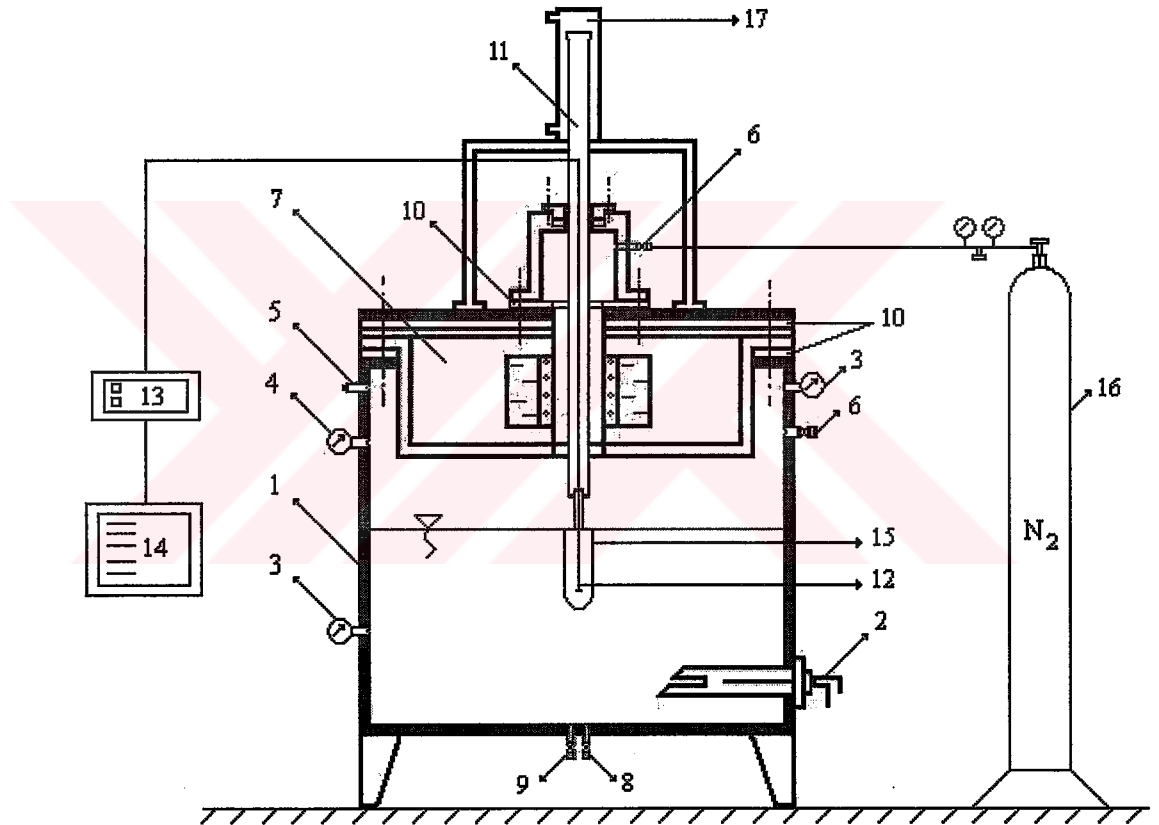
Deneyde kullanılmak üzere pirinç malzemeden imal edilmiş farklı boyutlardaki beş tür silindir kullanılmıştır. Numune merkezinden sıcaklık ölçümü için K-tipi NiCr-Ni termokupul kullanılmıştır. K-tipi termokupul ile 1200°C’ye kadar sıcaklıklar ölçülebilmektedir.

Kaynayan akışkan olarak su ve farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltileri kullanılmıştır. Atmosferik basınç altında deneyler yapılmıştır.

Yüzey sıcaklıklarının tespiti için sonlu elemanlar ile çözüm yapan FEMLAB paket programı kullanılmıştır. Bu programda başlangıç ve sınır değerlerine göre yüzey sıcaklıkları tespit edilmiştir. Programda kullanılan sınır şartları EK-1’de verilmiştir.

3.1.1. Fırın

Silindirik olarak imal edilmiş olan fırında 2 mm çapında Kanthal rezistans teli kullanılmıştır. Fırın içerisinde 20A akım ve potansiyel farkı 220V olan elektrik enerjisi kullanılarak 1000°C sıcaklık elde edilebilmektedir. Fırının etrafı taş yünü ile izole edilmiştir ve fırın içerisindeki sıcaklık değerleri K-tipi bir termokupul vasıtasıyla okunmakta ve bir termostat kullanılarak kontrol altında tutulmaktadır.

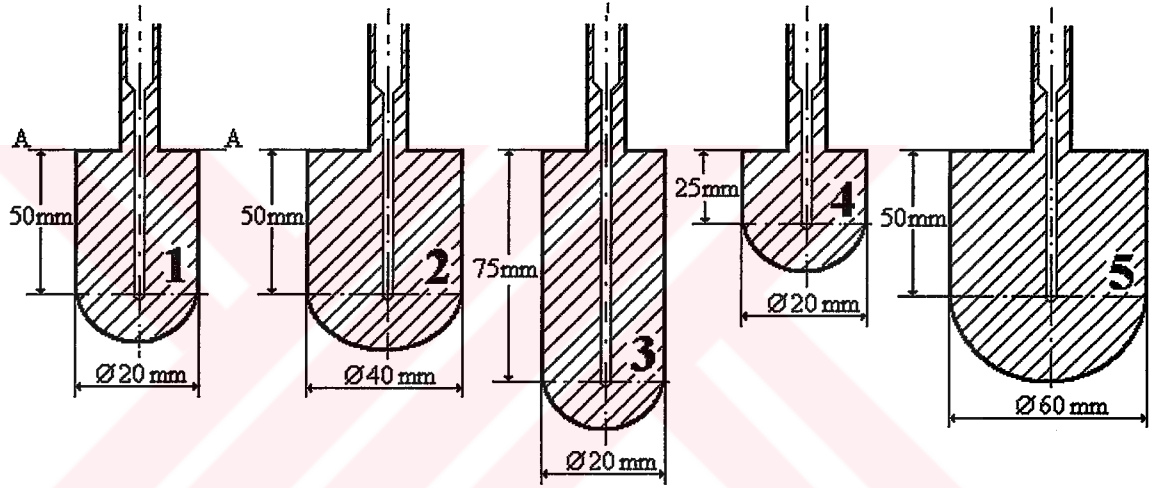


Şekil 3.1. Deney düzeneğinin şematik görünüşü

- | | |
|-------------------------------|---------------------------------------|
| 1- Basınçlı tank | 10-Sızdırmazlık elemanı |
| 2- Elektrikli ısıtıcı | 11-Numune destek kolu |
| 3- Termometre | 12-K-tipi termokupul |
| 4- Manometre | 13-Analog-Dijital Kart |
| 5- Emniyet ventili | 14-Bilgisayar |
| 6- Vana (gaz giriş-çıkış) | 15-Deney numunesi |
| 7- Fırın | 16-Azot (N ₂) gazı girişi |
| 8- Vana (gaz giriş-çıkış) | 17- Pnömatik piston |
| 9- Vana (akışkan giriş-çıkış) | |

3.1.2. Deney Numuneleri

Deney numuneleri pirinç malzemeden seçilmiş ve beş tür düşey silindir olarak imal edilmişlerdir. Deney numuneleri şekil 3.2’de gösterilmektedir. Film kırılmasını önlemek için numunelerin alt kısımları yarı-küresel yapılmıştır. Numunelerin yüzeyleri pürüzsüz hale getirilerek parlatılmış ve merkezlerinden sıcaklık ölçülmesi için 2 mm çapında delik açılmıştır. Numunelerin ısıtılması aşamasında meydana gelebilecek oksitlenmeyi önlemek için fırın içerisine Azot (N_2) gazı gönderilmiştir.



Şekil 3.2. Deney numuneleri

3.1.3. Kaynayan Akışkan

Kaynayan akışkan olarak saf su ve 0,1 M, 0,15 M, 0,2 M, 0,25 M, 0,3 M, 0,35 M tuz (NaCl) çözeltileri kullanılmıştır. Doymuş ve soğuk kaynama (subcooled) şartlarındaki saf su ve farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltilerinde deneyler gerçekleştirilmiştir.

3.1.4. PCL-818I1G Data Ölçüm Kartının Teknik Özellikleri

Analog Giriş

- Dönüşüm Zamanı :8 μ sn
- Giriş Aralığı (V): Diferansiyel Giriş: ± 10 , ± 5 , ± 1 , ± 0.5 , ± 0.1 , ± 0.05 , ± 0.01 , ± 0.005
Tek Ortak Noktalı Giriş : 0-10, 0-1, 0-0, 0.1-0, 0-0.01

- Maksimum Dala Çıkış Frekansı (Kuvvetlendirici sükunet zamanına bağlı olarak)

Kazanç	Hız	Kanallar
0.5,1	100 kHz	Tekli (giriş sinyali <3 V)
0.5,1,5,10	35 kHz	Çoklu
50,100	7 kHz	Çoklu
500,1000	1 kHz	Çoklu

- Hassasiyet:

Kazanç = 0.5, 1	0.01 % of FSR ± 1 LSB
Kazanç = 5, 10	0.02 % of FSR ± 1 LSB
Kazanç = 50 , 100	0.04 % of FSR ± 1 LSB
Kazanç = 500 , 1000	0.08 % of FSR ± 1 LSB

Genel

Kart Üzerindeki Hafıza : A/D için 1 K örnekleme FIFO Güç Tüketimi :

+5V-500 mA, +12V-200 mA, -12V-14Ma

Giriş/Çıkış (I/O) Port Sayısı : Aktif FIFO durumunda 32 byte, Pasif FIFO durumunda 16 byte

A/D, D/A Konnektor Tipi : DB-37

Boyutlar: 185x 100 mm

3.2. Deneyin Yapılışı

Deney numuneleri fırında 600°C'ye kadar ısıtıldıktan sonra şekil 3.2'de görüldüğü gibi A-A yüzeyine kadar doymuş ve doymamış (subcooled) şartlarda saf su ve farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltilerine daldırılmıştır. Deneyler atmosfer basıncında gerçekleştirilmiştir. Numunelerin merkezine yerleştirilen termokupul ile sıcaklık-zaman dataları önce analog-dijital kart vasıtasıyla bilgisayar ortamına alınmış daha sonra Genie paket programı kullanılarak kayıt edilmiştir. Sıcaklık ve zaman dataları aynı zamanda ekrandan takip edilmiştir.

Elde edilen sıcaklık-zaman dataları Statistica paket programı ile Quasi-Newton yaklaşımı metoduyla değerlendirilerek sıcaklığın zamana göre değişimi için bir eğri uydurulmuş ve aralarında aşağıdaki gibi bir fonksiyon türetilmiştir.

$$T_m = -T_i + \exp(a + b.t) \quad 3.1$$

Burada, T_m numune merkezinden ölçülen sıcaklık, T_i başlangıç sıcaklık değeri, a ve b katsayıları denklemden türetilen uygun sabitlerdir. t ise saniye cinsinden zamanı ifade eder.

Numunelere ait Biot sayısı değerleri 0,1'den küçük olduğu için toplam kütle yaklaşımı (Lumped metodu) güvenli bir şekilde kullanılabilmiştir. Numunelere ait Biot sayıları EK-2'de verilmiştir. Toplam kütle yaklaşımı,

$$\rho V c_p \frac{dT}{dt} = hA(T_m - T_\infty) \quad 3.2$$

olarak ifade edilir. Burada, ρ pirinç deney numunesinin yoğunluğu (kg/m^3), V numune hacmi (m^3) ve c_p numunenin özgül ısısı (kJ/kgK)'dır. 3.2 denkleminde ısı taşınım

katsayısı (h) her bir sıcaklık değeri için bulunur. Bulunan h değerleri ile merkez sıcaklığı (T_m) arasında aşağıdaki gibi bir denklem türetilir.

$$h = c.T_m^{-d} \quad 3.3$$

Numunelere ait yüzey sıcaklıklarının tespiti için sonlu elemanlar metoduna göre çözüm yapan ve MATLAB programı altında çalışan FEMLAB paket programı kullanılmıştır. FEMLAB'de 3.3 denklemini yüzey sınır şartı olarak kullanılmış ve başlangıç değerleri verildikten sonra yüzey sıcaklıkları tespit edilmiştir. Bulunan yüzey sıcaklıkları ile zaman arasında bir denklem türetilerek yüzey sıcaklığı için,

$$\rho V c_p \frac{dT}{dt} = hA(T_y - T_\infty) \quad 3.4$$

denklemine göre ısı transfer katsayısı tekrar hesaplanmıştır. Hesaplanan h değerleri ile yüzey sıcaklığı (T_y) arasında aşağıdaki gibi bir denklem türetilir.

$$h = e.T_y^{-f} \quad 3.5$$

3.5 denklemini FEMLAB'de sınır şartı olarak kullanılır. Karşılaştırma için analitik olarak bulunan merkez sıcaklığı ile deneysel olarak bulunan merkez sıcaklığı değerleri eşit oluncaya kadar 3.5 denklemindeki e sabiti değiştirilir. Eşitlik sağlanması durumunda bulunan h - T_y denklemine göre ısı transfer katsayısı tespit edilmiş olur. Problem çözümüne ait akış şeması EK-3'de verilmiştir.

Sonuç olarak atmosfer basıncında saf su ve farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltileri için elde edilen ısı transfer katsayısı değerleri ile Nusselt fonksiyonu hesaplanmıştır.

$$Nu = \frac{hD}{k} \quad 3.6$$

Daha sonra Nusselt sayısı ile diğer boyutsuzlar Grashof (Gr_v), Jakob (Ja_v) ve Prandtl (Pr_v) sayıları arasında aşağıdaki gibi bir bağıntı geliştirilmiştir.

$$Nu_v = a \left(\frac{Gr_v \cdot Pr_v}{Ja_v} \right)^b \quad 3.7$$

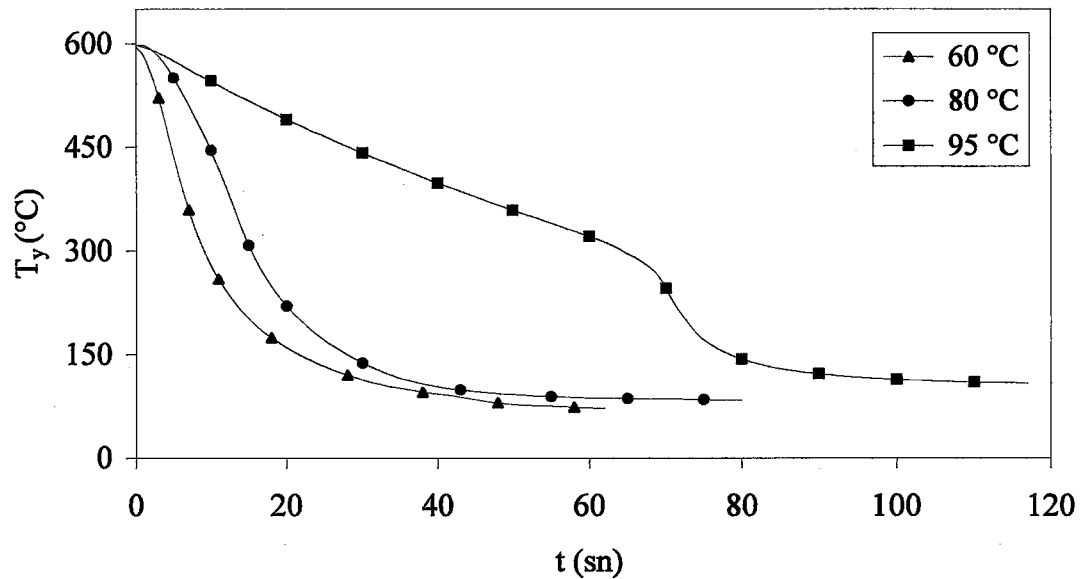


4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA

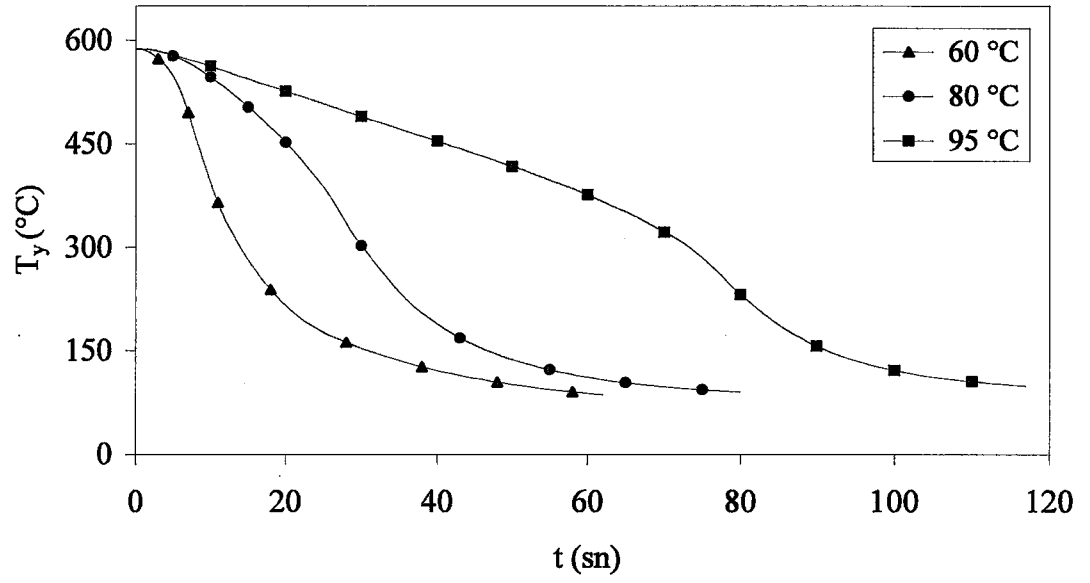
4.1. Kaynama Eğrileri

4.1.1. Saf Su Deneyleri

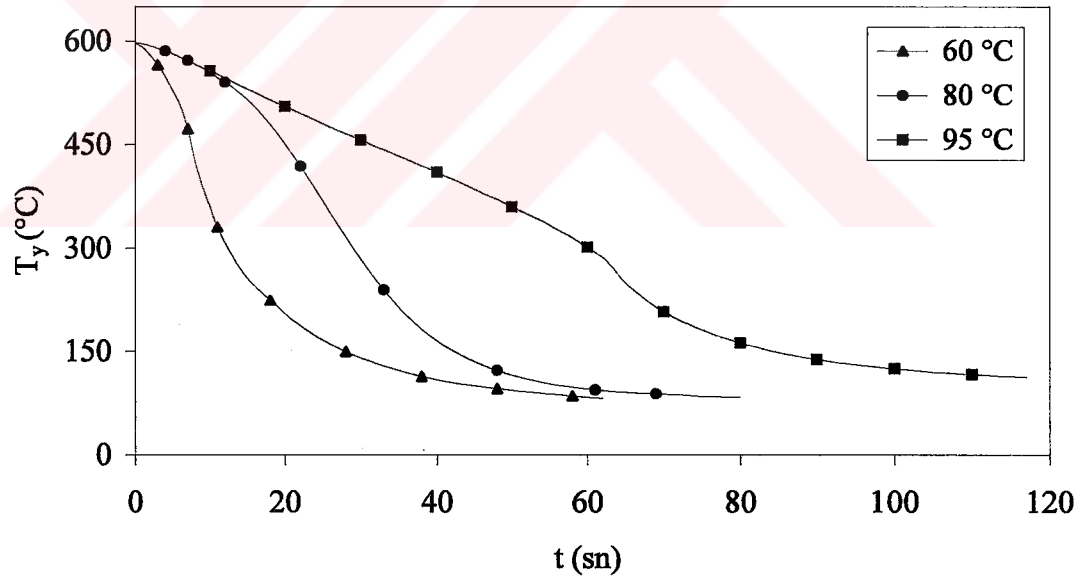
Deney numuneleri fırında 600°C sıcaklığa kadar ısıtıldıktan sonra farklı sıcaklıklardaki saf su havuzuna daldırılarak kaynama eğrileri elde edilmiştir. Şekil 4.1’de, 1 nolu numuneye ait farklı su havuzu sıcaklıklarında yüzey sıcaklığına göre kaynama eğrileri verilmiştir. Şekil 4.1’de görüleceği gibi 60 ve 80°C sıcaklıklarda film kaynama görülmemektedir. Su havuzu sıcaklığı azaldıkça film kırılma daha yüksek sıcaklıklarda meydana geldiğinden 60 ve 80°C sıcaklıklarda film kaynama oluşmamıştır ve bu sıcaklıklarda ısı transferi sadece çekirdek kaynama ve doğal konveksiyonla gerçekleştiği görülmektedir. Sadece 95°C sıcaklıkta film kaynama meydana gelmiştir. Diğer numunelere ait kaynama eğrileri ise şekil 4.2, 4.3, 4.4 ve 4.5’de verilmiştir. Aynı şekilde 60 ve 80°C havuz sıcaklıklarında film kaynamanın meydana gelmediği ve sadece 95°C havuz sıcaklıklarında film kaynamanın gerçekleştiği görülmektedir.



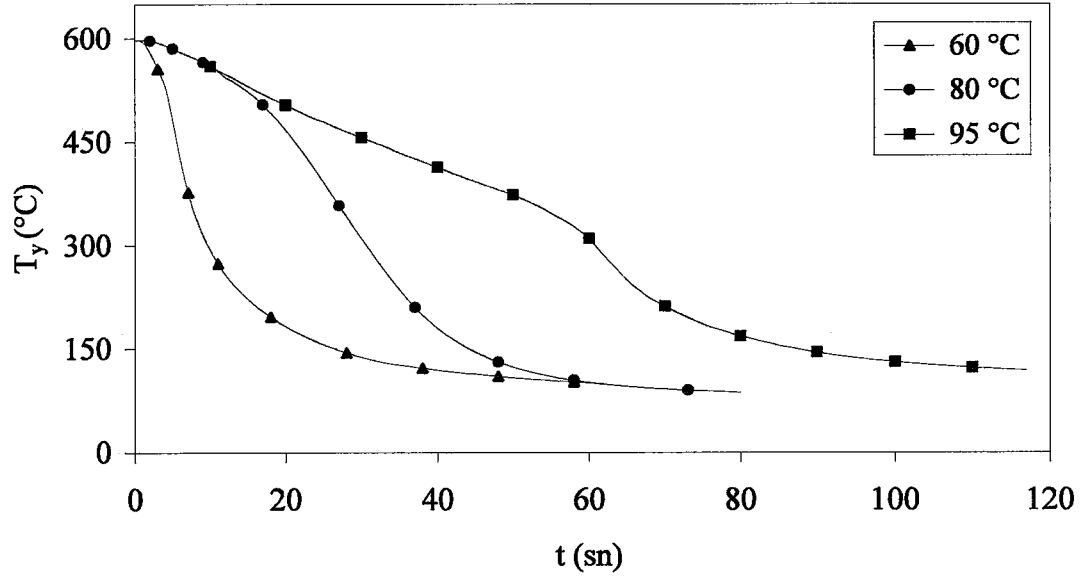
Şekil 4.1. 1. Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri



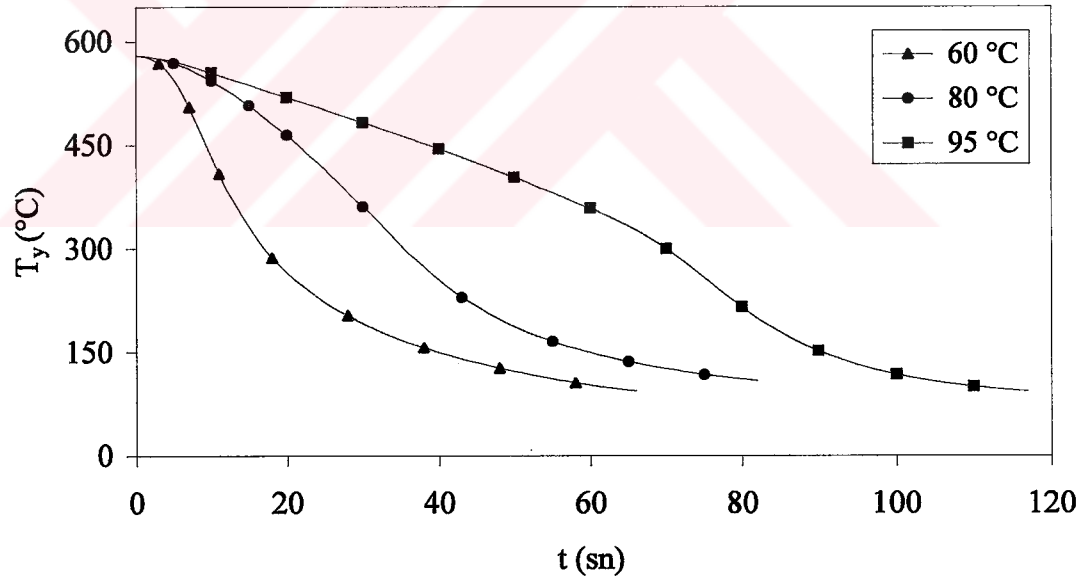
Şekil 4.2. 2.Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri



Şekil 4.3. 3.Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri

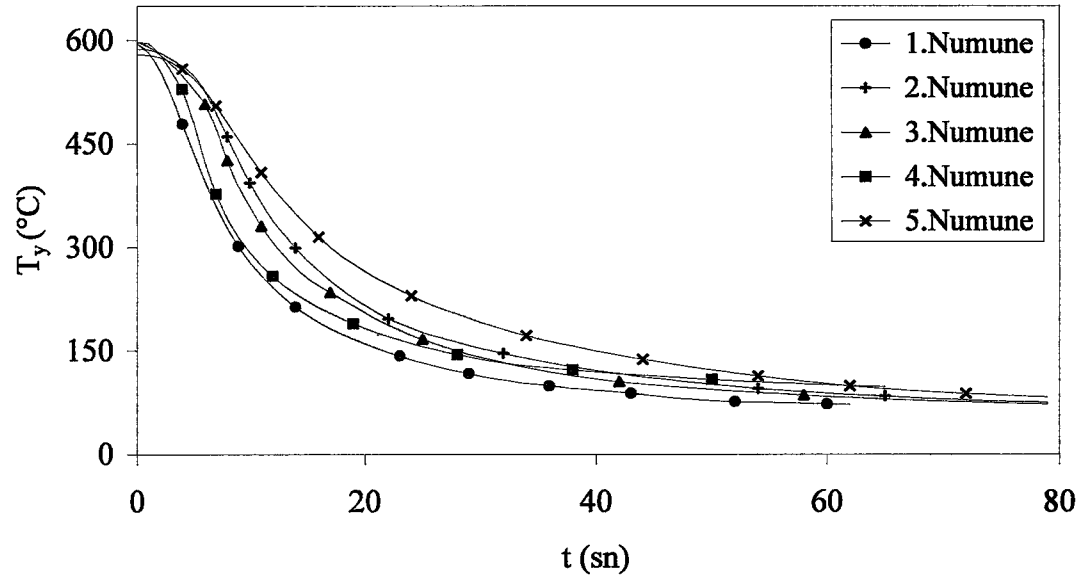


Şekil 4.4. 4. Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri

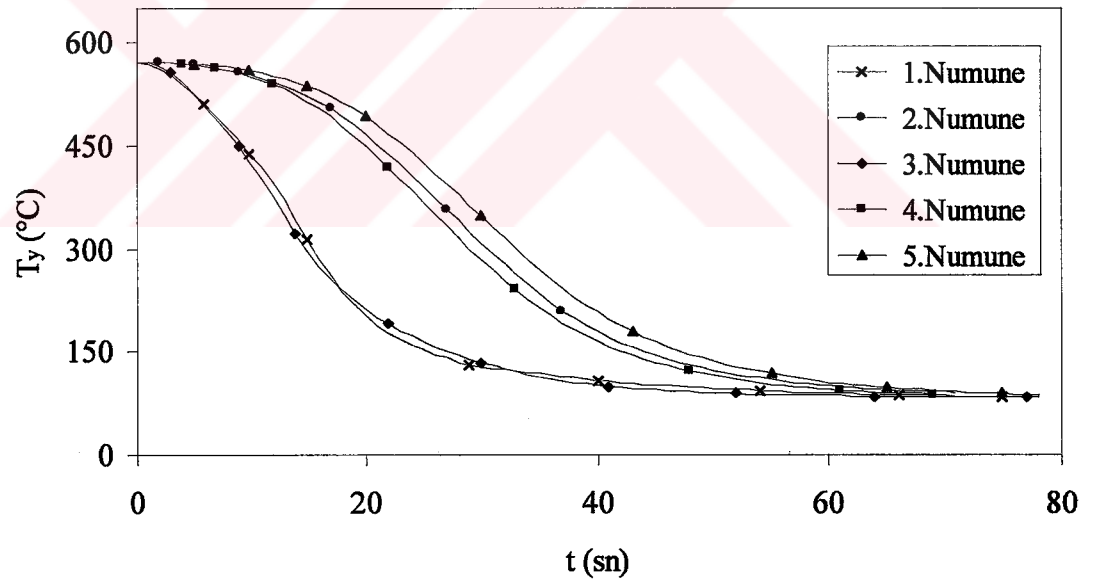


Şekil 4.5. 5. Numuneye ait farklı havuz sıcaklıklarında kaynama eğrileri

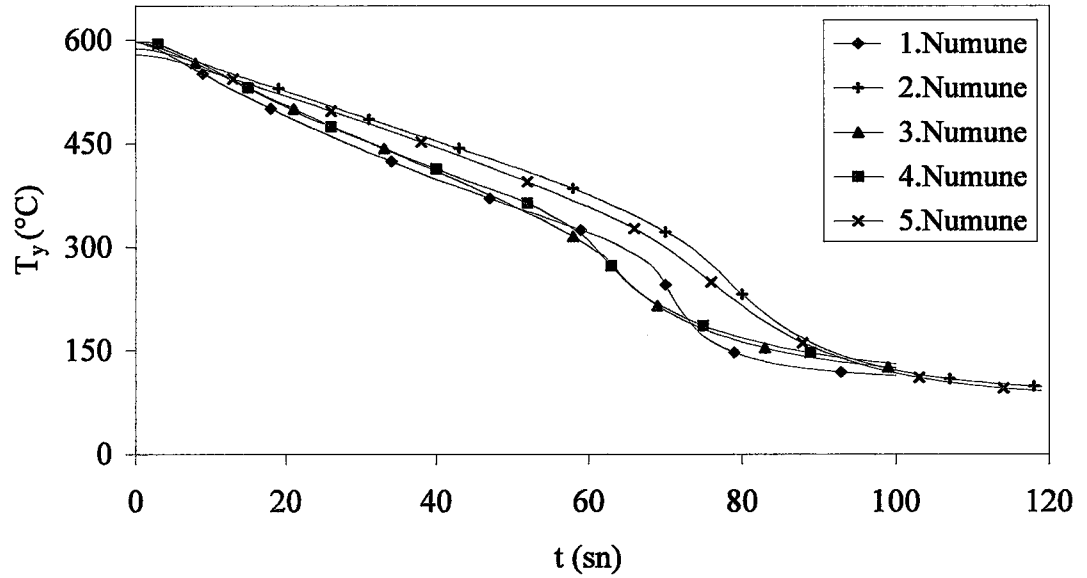
Şekil 4.6, 4.7 ve 4.8'de, sırasıyla, 60, 80 ve 95°C sıcaklıklardaki durgun su havuzuna daldırılan numunelere ait kaynama eğrileri verilmiştir. Şekil 4.6 ve 4.7'de görüldüğü gibi 60°C ve 80°C sıcaklıkta film kaynama meydana gelmemiştir.



Şekil 4.6. 60°C havuz sıcaklığında kaynama eğrileri



Şekil 4.7. 80°C havuz sıcaklığında kaynama eğrileri

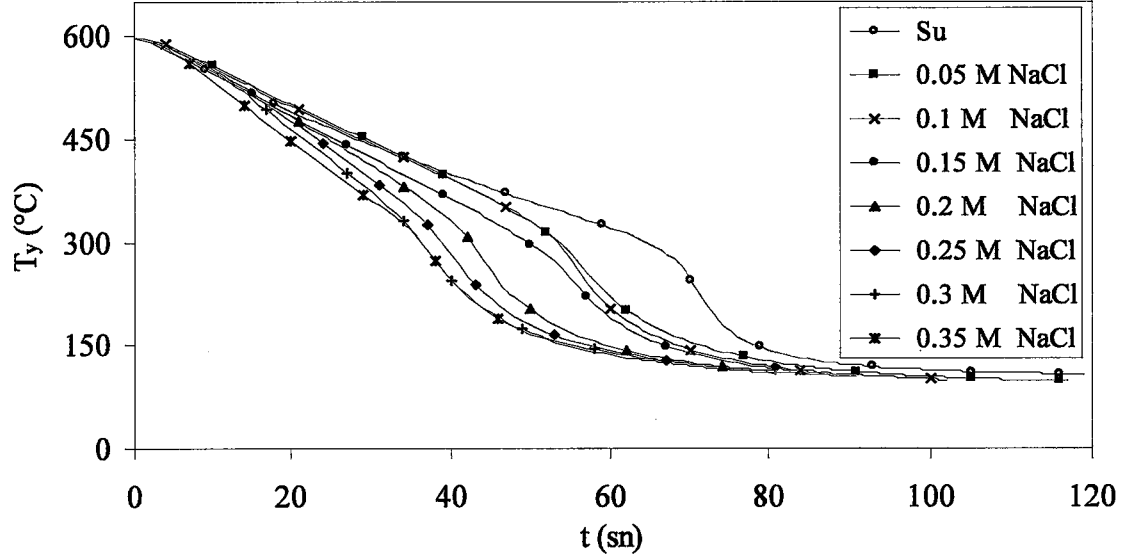


Şekil 4.8. 95°C havuz sıcaklığında kaynama eğrileri

Şekil 4.8’de, numune çapı büyüdükçe film kaynamanın daha yüksek sıcaklıklarda sona erdiği görülmektedir. Örneğin, 20 mm çapa sahip 1 nolu numunede film kaynama yaklaşık 295°C sıcaklıkta sona ererken 60 mm çapa sahip 5 nolu numunede ise bu değer yaklaşık 320°C’dir. Bu durum aynı çapa sahip fakat farklı boydaki 1, 3 ve 4 nolu numunelerde değişmemiş ve film kaynama yaklaşık olarak aynı sıcaklıklarda sona ermiştir.

4.1.2. Tuz Çözeltisi Deneyleri

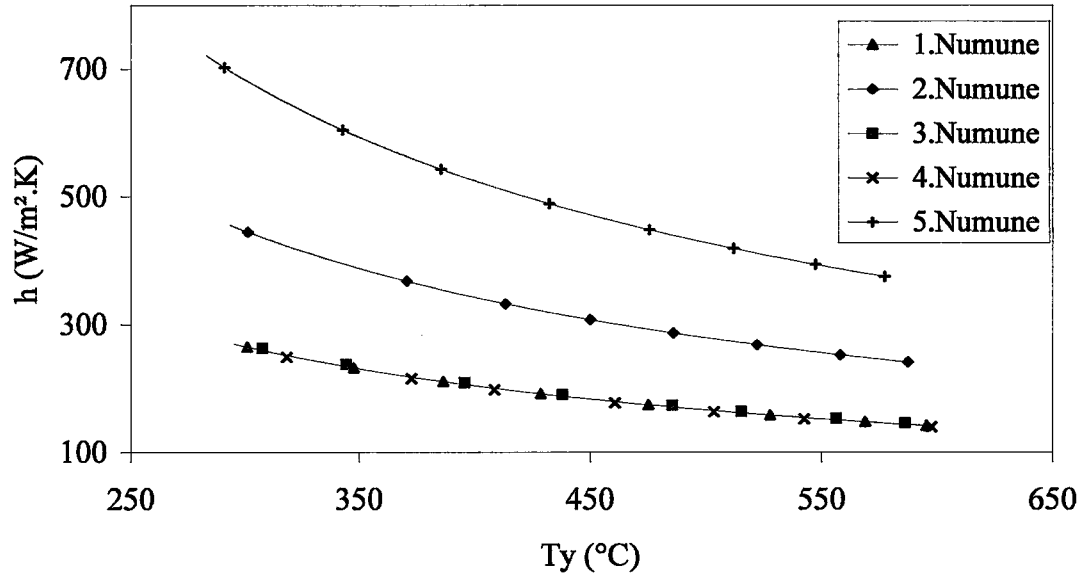
Kaynayan akışkan olarak 0.05 M, 0.1 M, 0.15 M, 0.2 M, 0.25 M, 0.3 M, 0.35 M konsantrasyona sahip tuz (NaCl) çözeltileri ile yapılan deneylerde elde edilen kaynama eğrileri aşağıda verilmiştir. Şekil 4.9’da farklı konsantrasyondaki doymuş tuz çözeltilerine daldırılan 1 nolu numuneye ait kaynama eğrileri görülmektedir. Şekil 4.9’da görüleceği gibi konsantrasyon arttığında çözeltinin ısı taşınım katsayısı artacağından buhar filmi daha yüksek sıcaklıklarda kırılmıştır.



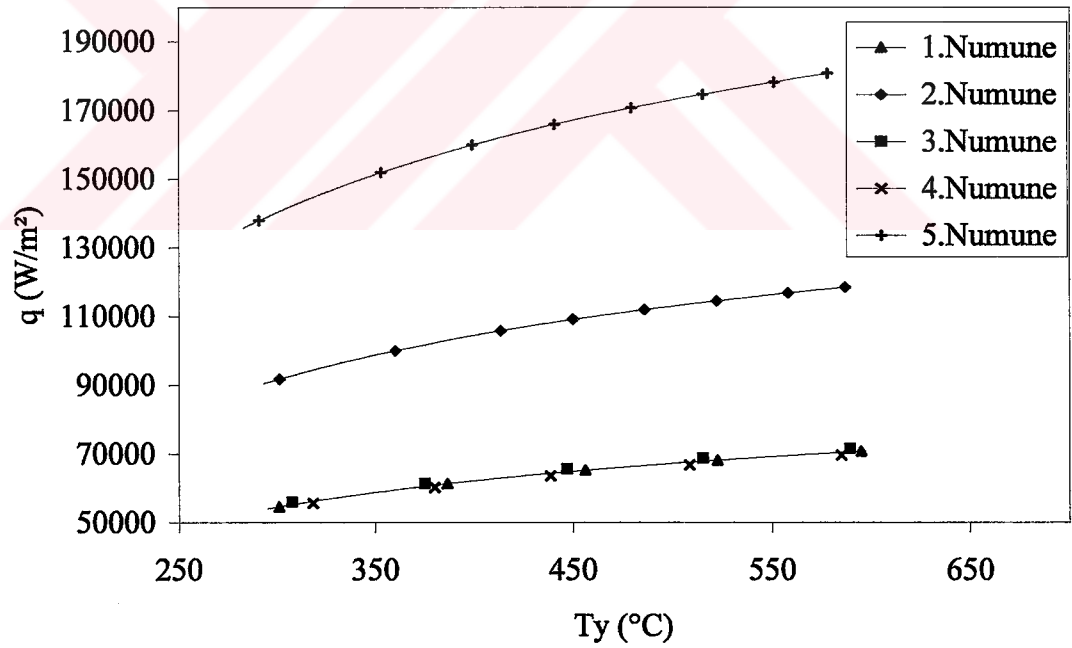
Şekil 4.9. 1. Numuneye ait doyma noktasında farklı konsantrasyonlardaki tuz (NaCl) çözeltilerinde kaynama eğrileri

4.2. Isı Transferi

Kaynama durumunda numunedeki enerji değişiminin soğutucu akışkana transfer edilen enerjiye eşit olduğu göz önüne alınarak denklem 3.4 yardımıyla EK-3’de verilen program takip edilerek her bir numune için film kaynamada ısı transfer katsayısı (h) hesaplanmıştır. Bulunan ısı transfer katsayısı kullanılarak birim yüzeyden transfer edilen film kaynama ısı akısı denklem 2.1 ile hesaplanmıştır. Saf su ile yapılan deneylerde her bir numune için doymuş film kaynamada hesaplanan ısı transfer katsayısı ve ısı akısı değerleri EK-4’te verilmiştir. Elde edilen sonuçlar grafik olarak şekil 4.10 ve 4.11’de görülmektedir. Şekil 4.10’da görüleceği gibi doymuş kaynamada ısı transfer katsayısı yüzey sıcaklığı arttığında azalmaktadır. Film kaynamada yüzey sıcaklığı düştükçe buhar film kalınlığı azalacağından buhar filminin ısı transferine karşı göstereceği direnç de azalmaktadır. Böylece ısı transfer katsayısı artar.



Şekil 4.10. Doymuş film kaynamada saf suda ısı transfer katsayısının değişimi

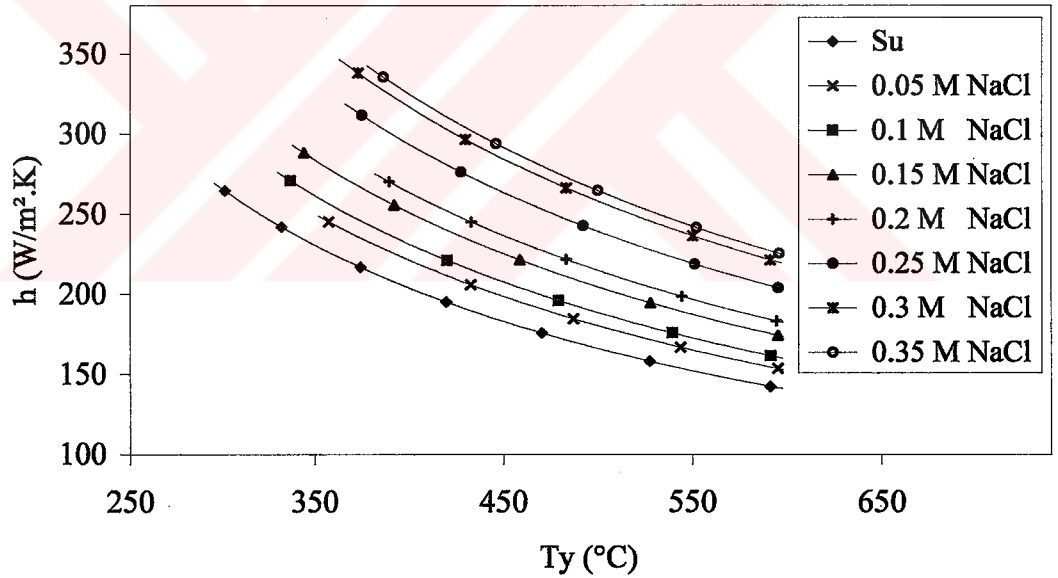


Şekil 4.11. Doymuş film kaynamada saf suda ısı akısı değişimi

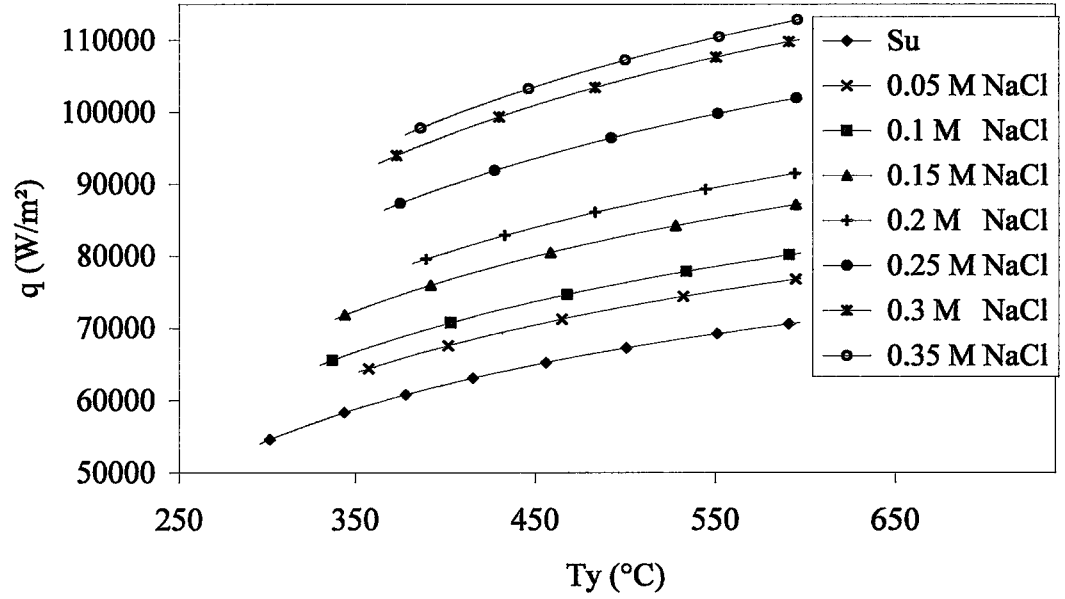
Şekil 4.10'da ayrıca, aynı çapa sahip numunelerde ısı transfer katsayısının yaklaşık olarak aynı olduğu, numune çapının artması ile ısı transfer katsayısının da arttığı

görülmektedir. Doymuş film kaynamada birim yüzeyden transfer edilen ısı akısı değişimi şekil 4.11’de verilmiştir. Yüzey sıcaklığı arttığında ısı akısı da artmaktadır.

Farklı konsantrasyonlara sahip tuz çözeltileriyle yapılan deneylerde elde edilen doymuş film kaynamada ısı transfer katsayısı ve ısı akısı değerleri EK-5’te verilmiştir. Şekil 4.12’de doymuş film kaynamada ısı transfer katsayısı değişimleri görülmektedir. Yüzey sıcaklığı artmasıyla ısı transfer katsayısı azalmaktadır. Çözeltilerin ısı taşınım katsayıları saf suya göre daha yüksektir. Böylece buhar film kalınlığı daha ince olacağından ısı transfer katsayısı da yükselecektir. Bu durum şekil 4.12’de görülmektedir. Çözelti konsantrasyonunun artmasıyla ısı transfer katsayısında da artış meydana gelmiştir. Doymuş film kaynamada birim yüzeyden transfer edilen ısı akısı değişimi şekil 4.13’de verilmiştir. Yüzey sıcaklığı arttığında ısı akısı artmaktadır.



Şekil 4.12. Doymuş film kaynamada tuz çözeltilerinde ısı transfer katsayısının değişimi



Şekil 4.13. Doymuş film kaynamada tuz çözeltilerinde ısı akısının değişimi

4.3. Film Kaynama Isı Transfer Katsayısı Ampirik Değerleri

Deneylerde elde edilen sonuçlara göre Bölüm-3'te belirtilen çözüm metodu yürütülerek film kaynamada ısı transfer katsayısı için ampirik bağıntılar geliştirilmiştir. Isı transfer katsayısı ile yüzey sıcaklığı arasında,

$$h = e \cdot T_y^{-f} \quad 3.5$$

gibi bir bağıntı geliştirilmiştir. Saf su ile doymuş film kaynamada yapılan deneylere göre denklem 3.5'deki 'e' ve 'f' sabitlerinin değerleri her bir deney numunesi için Çizelge 4.1'de verilmiştir. Bulunan bu doymuş film kaynama ısı transferi katsayısı değerleri ile Nusselt fonksiyonu denklem 3.6'daki bağıntı ile hesaplanmış ve Nusselt sayısı ile diğer boyutsuzlar Grashof (Gr_v), Jakob (Ja_v) ve Prandtl (Pr_v) sayıları arasında Bölüm-1'de belirtilen denklem 1.3'e benzer biçimde aşağıdaki gibi ifade edilmiştir.

$$Nu_v = 0,0027 \left(\frac{Gr_v \cdot Pr_v}{Ja_v} \right)^{0,59} \quad 4.1$$

Geliştirilen bu bağıntı ile herhangi bir numune için o andaki yüzey sıcaklığına karşılık gelen toplam film kaynama ısı transfer katsayısı belirlenebilir. Bu boyutsuz parametreleri ifade ederken kullanılan doymuş su buharına ait termofiziksel özellikler için aşağıdaki bağıntılar kullanılmıştır (Incropera vd 1990).

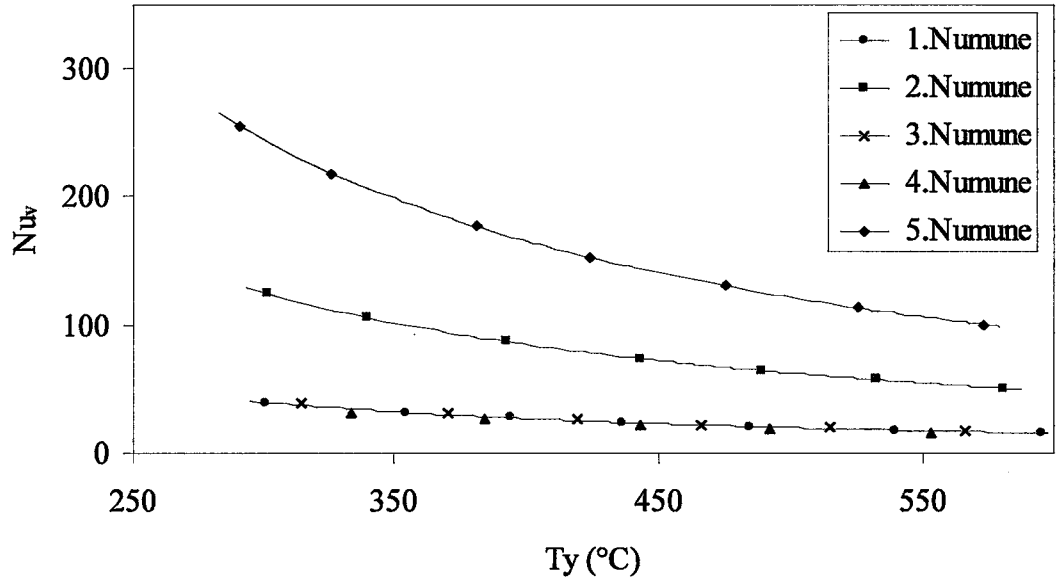
$$Cp_v = \frac{(32,238 + 0,19234 \cdot 10^{-2} \cdot T_f + 0,10555 \cdot 10^{-4} \cdot T_f^2 - 0,0035952 \cdot 10^{-6} \cdot T_f^3)}{18,015} \quad 4.2$$

$$\rho_v = \frac{224,859}{T_f} - 0,00772 \quad 4.3$$

$$\mu_v = (0,036384 \cdot T_f - 1,2091) \cdot 10^{-6} \quad 4.4$$

$$k_v = (0,082319 \cdot T_f - 6,866) \cdot 10^{-3} \quad 4.5$$

Saf su ile doymuş film kaynamada yapılan deneylere ait Nusselt sayısının yüzey sıcaklıklarına göre değerleri EK-6'da verilmiştir. Bu değerler grafik olarak şekil 4.14'de gösterilmektedir. Şekil 4.14'de görüldüğü gibi numune çapının artması ile Nusselt sayısı da artmaktadır. Ancak aynı çapa sahip numuneler için Nusselt sayısı değişimi yaklaşık aynı olmaktadır.



Şekil 4.14. Doymuş film kaynamada saf su için Nusselt sayısının yüzey sıcaklığına göre değişimi

Çizelge 4.1. Saf su ile yapılan deneylerde doymuş film kaynama için e ve f sabitleri.

Deney Numunesi	e	f
1.Numune	50500	-0,92
2.Numune	84800	-0,92
3.Numune	51140	-0,92
4.Numune	49900	-0,92
5.Numune	130000	-0,92

Doymuş kaynamada farklı konsantrasyondaki tuz çözeltileri ile yapılan deneylerde elde edilen sonuçlara göre denklem 3.5'deki 'e' ve 'f' sabitlerinin değerleri 1.Numune için Çizelge 4.2'de verilmiştir. Bulunan bu doymuş film kaynama ısı transferi katsayısı değerleri ile Nusselt fonksiyonu denklem 3.6'daki bağıntı ile hesaplanmış ve 4.1 denklemi tuz çözeltileri için aşağıdaki hali almıştır.

$$Nu_v = 0,0063 \cdot \left(\frac{Gr_v \cdot Pr_v}{Ja_v} \cdot N \right)^{0,59} \quad 4.6$$

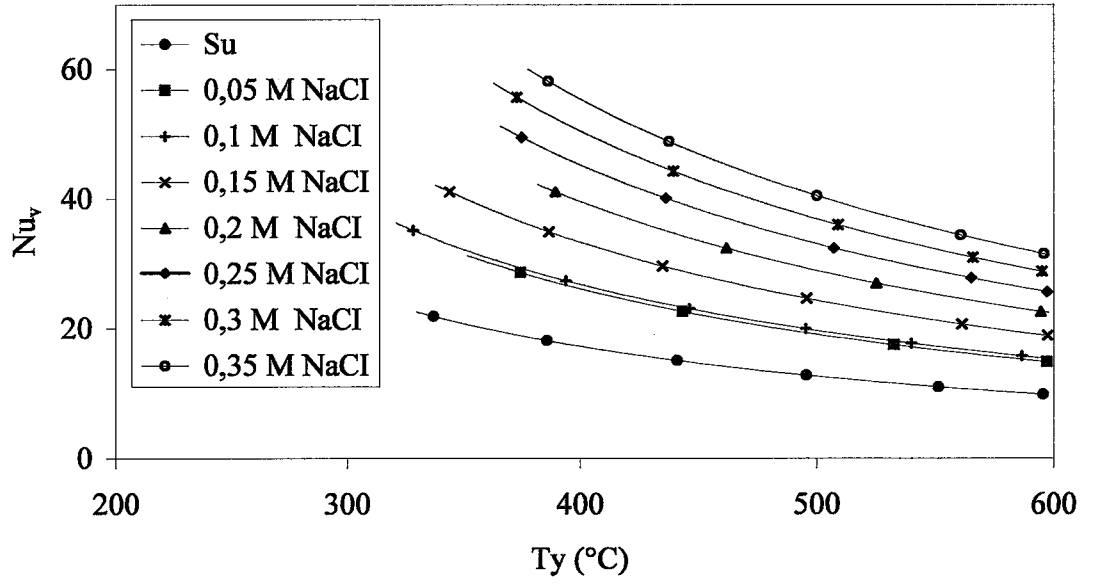
Burada, N, %'de mol kesri olup,

$$N = \frac{n_{Tuz}}{n_{Su} + n_{Tuz}} \cdot 100 \quad 4.7$$

şeklinde ifade edilir. n_{Tuz} tuz çözeltisinin mol sayısı, n_{Su} suyun mol sayısıdır. Geliştirilen bu bağıntı ile o andaki yüzey sıcaklığına karşılık gelen toplam film kaynama ısı transfer katsayısı belirlenebilir. Farklı konsantrasyondaki tuz çözeltileri ile yapılan deneylerde Nusselt sayısının yüzey sıcaklıklarına göre değerleri EK-7'de verilmiştir. Bu değerler grafik olarak şekil 4.15'de gösterilmektedir. Şekil 4.15'de görüldüğü gibi çözeltinin konsantrasyonu artması ile Nusselt sayısı da artmaktadır.

Çizelge 4.2. Farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltileri ile yapılan deneylerde 1 nolu numunede doymuş film kaynama için e ve f sabitleri.

Çözelti Konsantrasyonu (Molar)	e	f
0,05	57300	-0,92
0,1	54800	-0,92
0,15	62175	-0,92
0,2	65300	-0,92
0,25	72750	-0,92
0,3	78500	-0,92
0,35	80500	-0,92



Şekil 4.15. Doymuş film kaynamada tuz çözeltileri için Nusselt sayısının yüzey sıcaklığına göre değişimi

5. SONUÇLAR ve ÖNERİLER

5.1. Sonuçlar

Bu çalışmada, farklı boyutlardaki düşey silindirler etrafında durgun film kaynama özellikleri deneysel olarak incelenmiştir. Pirinç malzemeden yapılmış farklı boyutlardaki silindirler deneylerde kullanılmıştır. Saf su ve farklı konsantrasyonlardaki tuz çözeltilerinde doymuş kaynama ve soğuk kaynama (subcooled) şartlarında atmosferik basınç altında film kaynama incelenmiştir.

Yapılan bu çalışmaların sonuçlarını aşağıdaki gibi özetleyebiliriz:

- 1- Havuz sıcaklığı azaldıkça film kırılma daha yüksek sıcaklıklarda meydana geldiğinden doyma sıcaklığının altında (subcooled) film kaynama meydana gelmemiştir. Bu sıcaklıklarda ısı transferi çekirdek kaynama ve doğal konveksiyonla gerçekleşmiştir.
- 2- Film kaynamada yüzey sıcaklığı arttıkça buhar filmi kalınlığı artmaktadır. Böylece yüzeyde oluşan buhar filmi numune yüzeyi ile soğutucu akışkan arasında bir direnç oluşturmaktadır. Böylece yüzey sıcaklığının atmasıyla ısı transfer katsayısı düşmüştür. Yüzey sıcaklığının artması ile birim yüzeyden transfer edilen ısı akısı artmıştır.
- 3- Numune çapı büyüdükçe ısı transfer katsayısı artmıştır. Aynı çapa sahip farklı boydaki numunelerde film kaynama ısı transfer katsayısının yaklaşık olarak aynı olduğu görülmüştür.
- 4- Çözeltilerin ısı transfer katsayıları saf suya göre daha yüksektir. Çözeltilerde konsantrasyon arttıkça ısı transfer katsayısı da artmıştır. Böylece buhar film kalınlığı daha ince olacağından ısı transfer katsayısı da yükselmiştir. Birim yüzeyden transfer edilen ısı akısı konsantrasyonla artmıştır.

5.2. Öneriler

Bu çalışmada, farklı boyutlardaki düşey silindirler etrafında durgun film kaynama özellikleri deneysel olarak araştırılmıştır. Deneylerde farklı malzemeler kullanılarak ısı transfer katsayısı değişimleri incelenebilir. Ayrıca farklı akışkanlar kullanılarak bu çalışmada geliştirilen bağıntılar genelleştirilebilir.

Farklı basınç aralıklarında saf su ve farklı çözeltilerde ısı transfer katsayısı değişimleri incelenebilir.



KAYNAKLAR

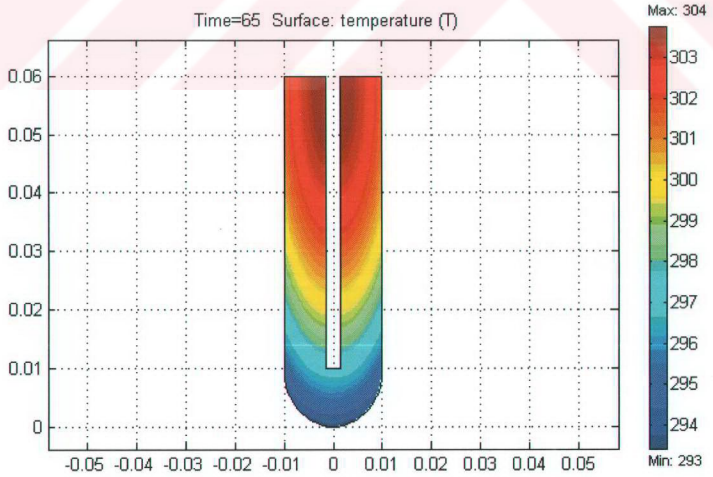
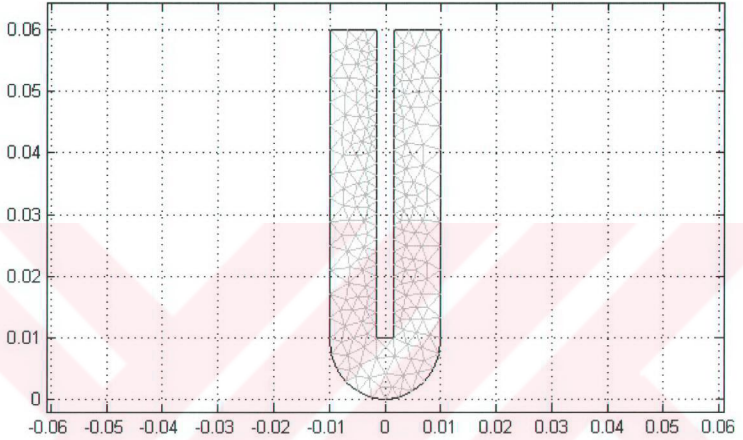
- Jeschar, R., Spect, E., Heidt, V., 1992. An Analitical Model For Free Convection Film Boiling on Immersed Solids, Chem. Eng. And Proc. 31, 137-146.
- Kalinin, E. K., Berlin, I. I. and Kostyuk, V. V., 1975. Film Boiling Heat Transfer, Advances in Heat Transfer, Vol. 11, pp. 51-197. Academic Press, New York.
- Bromley, L., 1950. Heat Transfer in Stable Film Boiling. Chem. Eng. Prog. 46(5), 221-227.
- Greitzer, E. M. and Abernathy, F. H., 1972. Film Boiling on Vertical Surfaces. Int. J. Heat Mass Transfer 15, 475-491.
- Bui, T. D. and Dhir, V. K., 1985. Film Boiling Heat Transfer on an Isothermal Vertical Surface. ASME J. Heat Transfer 107, 764-771.
- Nishio, S. and Ohtake, H., 1993. Vapor-Film-Unit Model and Heat Transfer Correlation for Natural-Convection Film Boiling with Wave Motion under Subcooled Condition. Int. J. Heat Mass Transfer 36 (10), 2541-2552.
- Son, G. and Dhir, V. K., 1997. Numerical Simulation of Saturated Film Boiling on an Horizontal Surface. ASME J. Heat Transfer 119, 225-533.
- Son, G. and Dhir, V. K., 1998. Numerical Simulation of Film Boiling Near Critical Pressure with a Level Set Method. ASME J. Heat Transfer 120, 764-771.
- Bazdidi, F. and Zaman, S., 2002. Two-Phase Heat Transfer on an Isothermal Vertical Surface: a Numarical Simulation. Int. J. Heat and Fluid Flow 23, 308-316.
- Sarac, H., Wragg, A.A., Patrick, M.A. An electrochemical mass transfer investigation in the presence of simultaneous subcooled pool boiling
Dept. of Chem. Engineering, Engineering Faculty, Ataturk University,
International Communications in Heat and Mass Transfer, v 30, n 7, October, 2003, p 909-920
- Kikuchi, Y., Ebisu, T. and Michiyoshi, I., 1991. Measurment of Liquid-Solid Contact in Film Boiling. Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 35, 1589-1594.
- Kolev, N. I., 1998. Film Boiling on Vertical Plates and Spheres. Experimental Thermal and Fluid Science 18, 97-115.
- Shang, D., Wang, B. and Zhong, L., 1993. A Study on Laminar Film Boiling of Liquid Along Isothermal Vertical Plates in a Pool with Consideration of Variable Thermophysical Properties. Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 37, 819-828.
- Nishio, S. and Ohtake, H., 1992. Vapor-Film-Unit Model and Heat Transfer Correlation for Natural-Convection Film Boiling with Wave Motion under Subcooled Conditions. Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 36, 2541-2552
- Srinivasan, J. and Rao, N. S., 1983. Numerical Study of Heat Transfer in Laminar Film Boiling by the Finite-Difference Method. Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 27, 77-84.
- Ohtake, H. and Nishio, S., 1994. Natural-Convection Film- Boiling with Long Vapor Film. JSME Int. Journal, Vol. 37, 116-122.
- Liu, M. H., Yang, Y. M. and Maa, J. R., 1997. A General Correlation for Pool Film Boiling Heat Transfer from a Horizontal Cylinder to Saturated Binary Liquid Mixtures. Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 41, 2321-2334.
- Marschall, E. and Moresco, L. L., 1976. Analysis of Binary Film Boiling. Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 20, 1013-1018.

- Bölükbaşı, A., Yüksek Sıcaklıklardaki Düşey Silindirlerde Kaynama Isı Transfer Katsayısının İncelenmesi, Erciyes Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalında Doktora Tezi Olarak Sunulmuştur., 1997.
- Kandlikar, S. G., 1998. Boiling Heat Transfer with Binary Mixtures: Part I- A Theoretical Model for Pool Boiling. *J. Heat Transfer*, Vol. 120, 380-387.
- Nukiyama, S., 1934. The Maximum and Minimum Values of Heat Transmitted from Metal to Boiling Water Under Atmospheric Pressure, *J. Japan Soc. Mech. Eng.*, 37, 367.
- Incropera, F. P. and De Witt, D. P., 1990. *Fundamentals of Heat and Mass Transfer*, Vol. 10, p.590, John Wiley & Sons, New York.
- Webb, R. L., 1983. The Evolution of Enhanced Surface Geometries for Nucleate Boiling, *Heat Transfer Eng.*, 2, 46.
- Rohsenow, W. M., 1952. A Method of Correlating Heat Transfer Data for Surface Boiling Liquids, *Trans. ASME*, 74, 969.
- Bergles, A. E. and Rohsenow, W. M., 1964. The Determination of Forced Convection Surface Boiling Heat Transfer, *J. Heat Transfer*, 86, 365.
- Stralen, S. V. and Cole, R., 1979. *Boiling Phenomena*, Mc Graw Hill/Hemisphere, New York.
- Lienhard, J. H. and Eichorn, R., 1976. Peak Boiling Heat Flux on Cylinders in a Cross Flow, *Int. J. Heat Mass Transfer*, 19, 1135.
- Collier, J. N., 1981. *Convective Boiling and Condensation*, Mc Graw- Hill, New York.
- Davis, E. J. and Anderson, G. H., 1966. The Incipience of Nucleate Boiling in Forced Convection Flow, *AIChE J.* 12, 774-80.
- Chen, J. C., 1963. A Correlation for Boiling Heat Transfer to Saturated Fluids in Convective Flow, ASME paper 63-HT-34, Boston.
- Forster, K. H. and Zuber, N., 1955. Dynamic of Vapour Bubbles and Boiling Heat Transfer *AIChE J.* 1, 531-535.
- Dittus, F. W. and Boelter, L. M. K., 1930. Heat transfer in Automobile Radiators of the Tubular Type. *University of California Publications in Engineering*, Vol. 2, 443-461.
- Thome, J. R. and Shock, R. A. W., 1984. Boiling of Multicomponent Liquid Mixtures. *Advances in Heat Transfer* 16, 59-156.
- Stephan, K. and Korner, M., 1969. Calculation of Heat Transfer in Evaporating Binary Mixture, *Chem. Eng. Tech.*, 41, 409-417.
- Bobrovich, G. I., 1962. PMTF. *Zh. Prikl. Mekh. Tkhç Fiz.* No.4, 108 (quoted by Thome and Shock 1984).
- Afgan, N., 1968. Boiling Heat Transfer of Binary Mixtures. *Int. Summer School on Heat and Mass Transfer Boundary Layers*, 2, 761, 772.
- Whalley, P. B., 1990. *Boiling, Condensation and Gas-Liquid Flow*, The Oxford Engineering Science Series, 21.
- Bennett, D. L. and Chen, J. C., 1980. Forced Convective Boiling in Vertical Tubes for Saturated Pure Components and Binary Mixtures, *AIChE J.* 26, 454-461.
- Fox, R. W. and McDonald, A. T., 1985. *Introduction to Fluid Mechanics*, Wiley, New York.
- Yamagata, K., Kirano, F., Nishiwaka, K. and Matsuoka, H., 1955. Nucleate Boiling of Water on the Horizontal Heating Surface, *Mem. Fac. Eng. Kyushu*, 15, 98.

- Rohsenow, W. M., 1973. Boiling, Hand book of Heat Transfer, Chap. 13, Mc Graw Hill, New York.
- Montinski, I. L., 1963. Calculation of Heat Transfer and Critical Heat Flux in Boiling Liquids based on The Law of Corresponding States. *Teploenergetika* 10, 66-71.
- Starczewski, J., 1965. Generalised design of Evaporators-Heat Transfer to Nucleate Boiling Liquids, *Brit. Chem. Eng.* 10, 523-31.
- Cooper, M. G., 1984. Saturated Nucleate Pool Boiling- a Simple Correlation, 1 st UK National Heat Transfer Conference 2, 785-93.
- Kutateladze, S. S., 1969. Boiling Heat Transfer, *Int. J. Heat Mass Transfer* 4, 31-45.
- Kutateladze, S. S., 1948. On the Transition to Film Boiling Under Natural Convection, *Kotloturbostroenie*, 3, 10.
- Zuber, N., 1958. On the Stability of Boiling Heat Transfer, *Trans. ASME*, 80, 711.
- Lienhard, J. H., Dhir, V. K. and Rihard, D. M., 1973. The Peak Pool Boiling Heat Flux Measurements on Finite Horizontal Flat Plates, *J. Heat Transfer*, 95, 477.
- Sun, K. H. and Lienhard, J. H., 1970. The Peak Pool Boiling Heat Flux on Horizontal Cylinders. *Int. J. Heat Mass Transfer* 13, 1425-39.
- Ivey, H. J. and Morris, D. J., 1962. On the Relevance of the Vapour-Liquid Exchange Mechanism for Subcooled Boiling Heat Transfer at High Pressure, AEEW-R137.
- Berenson, P. J., 1961. Film Boiling Heat Transfer for a Horizontal Surface, *J. Heat Transfer*, 83, 351.
- Hahne, E. and Grigull, U., 1977. Heat Transfer in Boiling, Hemisphere/Academic Press, New York.
- Lienhard, J. H. and Wong, P. T. Y., 1964. The Dominant Unstable Wavelength and Minimum Heat Flux During Film Boiling on a Horizontal Cylinders, *J. Heat Transfer*, 86, 220.
- Lienhard, J. H. and Dhir, V. K., 1973. Extended Hydrodynamic Theory of the Peak and Minimum Pool Boiling Heat Fluxes, National Aeronautics and Space Administration Report NASA-CR-2270.
- Sadasivan, P. and Lienhard, J. H., 1987. Sensible Heat Correction in Laminar Film Boiling and Condensation, *J. Heat Transfer*, 109, 45.

EKLER

EK 1. FEMLAB BİLGİSAYAR PROGRAMINA AİT SINIR ŞARTLARI



Sınır Şartları

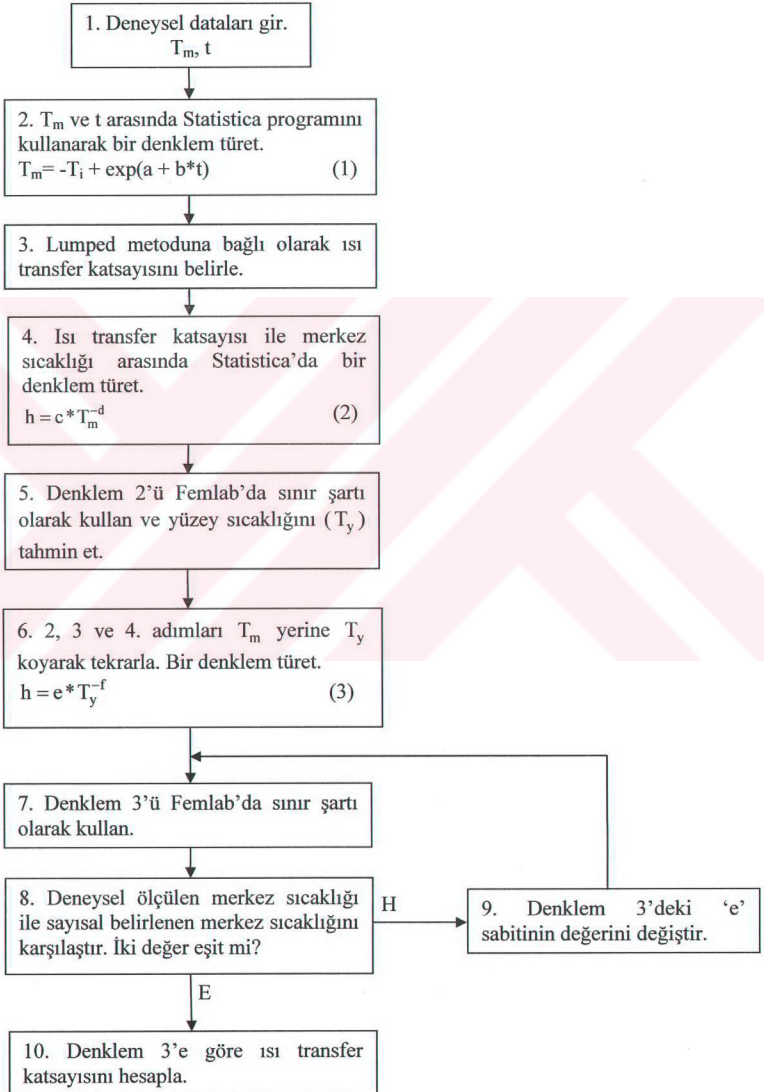
Başlangıçta, $T_0=600^{\circ}\text{C}$

Numune	Yan Yüzeyler		Üst Yüzey	
	h	$T_{\text{inf}} (^{\circ}\text{C})$	h	$T_{\text{inf}} (^{\circ}\text{C})$
1.Numune	$50500 * T^{-0,92}$	95	$1,33 * T^{0,25}$	50
2.Numune	$84800 * T^{-0,92}$	95	$1,33 * T^{0,25}$	50
3.Numune	$51140 * T^{-0,92}$	95	$1,33 * T^{0,25}$	50
4.Numune	$49900 * T^{-0,92}$	95	$1,33 * T^{0,25}$	50
5.Numune	$130000 * T^{-0,92}$	95	$1,33 * T^{0,25}$	50

EK 2. NUMUNELERE AİT BİOT SAYILARI

Numune	Biot Sayısı
1.Numune	0,011
2.Numune	0,041
3.Numune	0,011
4.Numune	0,010
5.Numune	0,086

EK 3. PROGRAM AKIŞ ŞEMASI



EK 4. SAF SU DENEYLERİNE AİT HER BİR NUMUNE İÇİN DOYMUŞ FİLM KAYNAMA ISI TRANSFER KATSAYISI VE ISI AKISI DEĞERLERİ

1. NUMUNE					
t (sn)	T _m (°C)	T _y (°C)	dT/dt	h (W/m ² .K)	q (W/m ²)
0	599,86	597,36	-5,30765	140,9789	70822,16
1	597,64	595,14	-5,28408	141,4626	70751,13
3	588,76	586,26	-5,23726	143,4328	70462,77
5	577,74	575,24	-5,19086	145,9588	70095,24
7	565	562,5	-5,14486	148,9974	69656,28
9	553,55	551,05	-5,09928	151,8433	69248,14
11	542,1	539,6	-5,0541	154,8051	68826,34
13	530,1	527,6	-5,00931	158,0414	68368,73
15	519,26	516,76	-4,96493	161,0889	67940,85
17	508,42	505,92	-4,92094	164,2616	67498,38
19	497,94	495,44	-4,87733	167,4556	67055,91
21	487,44	484,94	-4,83412	170,7884	66597,23
23	477,32	474,82	-4,79129	174,1344	66139,75
25	468,32	465,82	-4,74883	177,2273	65719,44
27	458,4	455,9	-4,70676	180,7721	65240,64
29	448,82	446,32	-4,66505	184,3388	64761,9
31	439,34	436,84	-4,62372	188,016	64271,38
33	431,24	428,74	-4,58275	191,2815	63838,28
35	422,2	419,7	-4,54214	195,0687	63338,8
37	413,6	411,1	-4,5019	198,8198	62846,95
39	404,74	402,24	-4,46201	202,8453	62322,19
41	396,58	394,08	-4,42247	206,7063	61821,72
43	388,98	386,48	-4,38329	210,443	61339,93
45	380,88	378,38	-4,34445	214,5841	60808,83
47	372,78	370,28	-4,30595	218,8989	60258,48
49	364,9	362,4	-4,2678	223,274	59703,48
51	357,25	354,75	-4,22999	227,6999	59145,04
53	350,22	347,72	-4,19251	231,9317	58613,78
55	342,4	339,9	-4,15536	236,8363	58001,22
57	334,66	332,16	-4,11854	241,9089	57371,11
59	327,02	324,52	-4,08205	247,1435	56724,38
61	318,78	316,28	-4,04588	253,0611	55997,36
63	309,9	307,4	-4,01003	259,7789	55177,03
65	297,85	295,35	-3,9745	269,514	53997,13

2. NUMUNE					
t (sn)	Tm (°C)	Ty (°C)	dT/dt	h (W/m².K)	q (W/m²)
0	600,6	587,6	-4,34962	240,5351	118487,6
1	600,02	587,02	-4,33382	240,7538	118455,7
3	596,52	583,52	-4,30238	242,082	118261,9
5	591,28	578,28	-4,27117	244,0993	117968,3
7	584,88	571,88	-4,24019	246,6114	117604,1
9	578,94	565,94	-4,20943	248,9918	117260,2
11	571,12	558,12	-4,1789	252,1996	116798,7
13	563,58	550,58	-4,14859	255,3753	116343,9
15	556,4	543,4	-4,1185	258,4781	115901,6
17	549,275	536,275	-4,08862	261,6358	115453,3
19	542,54	529,54	-4,05897	264,6957	115020,9
21	534,925	521,925	-4,02952	268,2466	114521,2
23	528	515	-4,0003	271,5633	114056,6
25	520,7	507,7	-3,97128	275,1536	113555,9
27	513,22	500,22	-3,94247	278,9366	113030,7
29	505,98	492,98	-3,91388	282,7032	112510,2
31	498,52	485,52	-3,88549	286,697	111960,9
33	491,8	478,8	-3,8573	290,3969	111454,3
35	484,34	471,34	-3,82932	294,6227	110878,3
37	477,225	464,225	-3,80155	298,7745	110315
39	470,4	457,4	-3,77397	302,8735	109761,4
41	463	450	-3,7466	307,4526	109145,7
43	456,075	443,075	-3,71942	311,8708	108554,4
45	448,5	435,5	-3,69244	316,858	107890,1
47	441,28	428,28	-3,66566	321,769	107239,2
49	433,48	420,48	-3,63907	327,2563	106515,4
51	426,5	413,5	-3,61267	332,3351	105848,7
53	418,46	405,46	-3,58647	338,3931	105057,5
55	410,08	397,08	-3,56046	344,9578	104204,9
57	402,08	389,08	-3,53463	351,4778	103362,6
59	393,38	380,38	-3,50899	358,867	102413,5
61	383,66	370,66	-3,48354	367,5158	101309,4
63	373,5	360,5	-3,45827	377,0343	100102,6
65	363,92	350,92	-3,43319	386,4936	98911,43
67	353,04	340,04	-3,40828	397,8562	97490,68
69	340,96	327,96	-3,38356	411,3188	95820,82
71	328,8	315,8	-3,35902	425,8676	94031,56
73	314,66	301,66	-3,33465	444,1988	91798,13

3. NUMUNE					
t (sn)	Tm (°C)	Ty (°C)	dT/dt	h (W/m².K)	q (W/m²)
0	600,4	597,9	-5,63316	142,6469	71737,15
1	598,74	596,24	-5,60697	143,0123	71683,47
3	592,1	589,6	-5,55495	144,4933	71466,41
5	583,9	581,4	-5,50342	146,3672	71193
7	574,14	571,64	-5,45237	148,6647	70859,55
9	563,86	561,36	-5,40179	151,1676	70498,5
11	554,24	551,74	-5,35168	153,5907	70151,03
13	543,1	540,6	-5,30203	156,5002	69736,47
15	532,85	530,35	-5,25285	159,2807	69342,85
17	522,68	520,18	-5,20412	162,1434	68940,15
19	512,28	509,78	-5,15584	165,1842	68515,11
21	502,5167	500,0167	-5,10801	168,1493	68103,26
23	492,72	490,22	-5,06063	171,2383	67676,81
25	482,68	480,18	-5,01368	174,5296	67225,29
27	472,9	470,4	-4,96717	177,8651	66770,57
29	464,06	461,56	-4,92109	180,9968	66346,17
31	454,42	451,92	-4,87544	184,5458	65868,07
33	445,225	442,725	-4,83021	188,0691	65396,32
35	435,96	433,46	-4,7854	191,7642	64904,52
37	426,26	423,76	-4,74101	195,799	64370,86
39	417,48	414,98	-4,69703	199,607	63870,24
41	407,26	404,76	-4,65346	204,2391	63265,11
43	398,14	395,64	-4,61029	208,5665	62703,43
45	387,9	385,4	-4,56752	213,6594	62046,68
47	377,725	375,225	-4,52515	218,984	61364,78
49	367,4	364,9	-4,48317	224,6781	60640,62
51	356,82	354,32	-4,44158	230,843	59862,21
53	346,92	344,42	-4,40038	236,9406	59097,72
55	335,46	332,96	-4,35956	244,4331	58165,3
57	323,675	321,175	-4,31911	252,6727	57148,25
59	310,58	308,08	-4,27905	262,5369	55941,36

4. NUMUNE					
t (sn)	Tm (°C)	Ty (°C)	dT/dt	h (W/m².K)	q (W/m²)
0	600,5	597,5	-5,3922	139,2739	69985,12
1	600,56	597,56	-5,36815	139,261	69987,01
3	597,02	594,02	-5,32037	140,0243	69874,95
5	588,16	585,16	-5,27302	141,9737	69589,83
7	578,55	575,55	-5,22609	144,1531	69272,8
9	568,18	565,18	-5,17958	146,5847	68921,2
11	556,5	553,5	-5,13348	149,4281	68512,79
13	545,56	542,56	-5,08779	152,1979	68117,68
15	533,52	530,52	-5,04251	155,3728	67667,95
17	522	519	-4,99763	158,5428	67222,16
19	511,275	508,275	-4,95315	161,618	66792,67
21	500,8	497,8	-4,90906	164,7442	66358,95
23	490,76	487,76	-4,86537	167,8614	65929,25
25	482,1	479,1	-4,82207	170,6509	65546,99
27	472,54	469,54	-4,77915	173,8448	65111,84
29	463,62	460,62	-4,73662	176,9397	64692,68
31	455,18	452,18	-4,69446	179,9758	64283,75
33	446,44	443,44	-4,65268	183,2367	63847
35	437,16	434,16	-4,61127	186,8369	63367,61
37	428,44	425,44	-4,57023	190,3572	62901,63
39	420,4	417,4	-4,52955	193,728	62457,89
41	411,74	408,74	-4,48924	197,5009	61963,95
43	403,14	400,14	-4,44928	201,4028	61456,05
45	395,54	392,54	-4,40968	204,9875	60991,98
47	387,48	384,48	-4,37044	208,9376	60483,27
49	379,375	376,375	-4,33154	213,0735	59953,56
51	370,96	367,96	-4,29299	217,5525	59383,12
53	361,06	358,06	-4,25478	223,0803	58683,5
55	349,2	346,2	-4,21691	230,1016	57801,52
57	336,96	333,96	-4,17938	237,8492	56836,44
59	321,62	318,62	-4,14218	248,3644	55539,25

5. NUMUNE					
t (sn)	T _m (°C)	T _y (°C)	dT/dt	h (W/m ² .K)	q (W/m ²)
0	600,1	579,1	-4,55	373,4307	180777,8
1	599,26	578,26	-4,53252	373,9298	180705,3
3	596,6	575,6	-4,49775	375,5193	180474,6
5	591,42	570,42	-4,46325	378,6554	180020,4
7	585,76	564,76	-4,42902	382,1453	179516,6
9	579,1	558,1	-4,39505	386,3388	178913,5
11	572,14	551,14	-4,36133	390,825	178270,9
13	564,76	543,76	-4,32788	395,7024	177575,4
15	558	537	-4,29468	400,2829	176925
17	550,32	529,32	-4,26174	405,6229	176170,2
19	543,24	522,24	-4,22905	410,6793	175458,6
21	536,04	515,04	-4,19661	415,9582	174719,1
23	529,08	508,08	-4,16442	421,1975	173988,3
25	521,76	500,76	-4,13248	426,8587	173202,2
27	514,7	493,7	-4,10078	432,4713	172426,3
29	507,18	486,18	-4,06933	438,6216	171580
31	500,1	479,1	-4,03811	444,5814	170763,7
33	492,58	471,58	-4,00714	451,0996	169875,1
35	484,84	463,84	-3,9764	458,0202	168936,2
37	477,24	456,24	-3,9459	465,0348	167989,2
39	469,58	448,58	-3,91564	472,3356	167008,4
41	461,8	440,8	-3,8856	479,9998	165983,9
43	453,54	432,54	-3,8558	488,4265	164863,5
45	445,16	424,16	-3,82622	497,2972	163690,3
47	436,94	415,94	-3,79687	506,3317	162502,1
49	428,24	407,24	-3,76775	516,2748	161201,7
51	420,15	399,15	-3,73885	525,8939	159950,6
53	410,6	389,6	-3,71017	537,742	158418,8
55	402,22	381,22	-3,68171	548,6075	157022,4
57	392,7167	371,7167	-3,65347	561,498	155375,9
59	383,325	362,325	-3,62545	574,8743	153678,3
61	374,18	353,18	-3,59764	588,5548	151953,1
63	363,96	342,96	-3,57004	604,6713	149934,3
65	353,26	332,26	-3,54266	622,5633	147709,4
67	341,34	320,34	-3,51549	643,8446	145083,9
69	327,6	306,6	-3,48852	670,3428	141844,5
71	312,4	291,4	-3,46176	702,446	137960,4

**EK 5. FARKLI KONSANTRASYONDAKİ DOYMUŞ TUZ ÇÖZELTİLERİ İÇİN
FİLM KAYNAMA ISI TRANSFER KATSAYISI VE ISI AKISI DEĞERLERİ**

0,05 M			0,1 M			0,15 M		
Ty (°C)	h (W/m ² .K)	q (W/m ²)	Ty (°C)	h (W/m ² .K)	q (W/m ²)	Ty (°C)	h (W/m ² .K)	q (W/m ²)
597,7	152,903	76864,33	597,45	159,94	80361,87	597,8	173,454	87212,68
597,06	153,0538	76842,17	595,54	160,4119	80292,57	597,38	173,5662	87196,19
591,94	154,2713	76663,57	587,68	162,3847	80003,67	590,4167	175,4486	86920,16
587,92	155,2415	76521,63	584,92	163,0895	79900,78	585,06	176,9259	86704,31
577,7	157,7664	76153,82	576,76	165,2111	79592,08	574,34	179,9618	86262,87
571,92	159,2326	75941,23	572,08	166,4541	79411,9	568,04	181,7972	85997,35
560,82	162,1298	75523,32	561,85	169,2403	79009,85	553,48	186,1924	85365,5
555,32	163,6066	75311,37	556,76	170,6633	78805,47	547,18	188,1638	85083,89
543,88	166,7699	74859,68	545,22	173,9837	78330,95	534,5	192,2666	84501,18
538,16	168,4	74628,14	539,62	175,6441	78094,89	527,98	194,4499	84192,92
526,84	171,726	74158,17	528,08	179,1723	77595,94	515,1	198,9187	83565,74
520,45	173,6648	73885,7	522,48	180,9383	77347,51	508,7	201,2199	83244,69
509,04	177,2429	73385,64	511,08	184,6481	76828,38	495,82	206,0239	82578,51
503,34	179,0886	73129,05	505,825	186,4122	76582,8	489,42	208,5012	82237,05
492,52	182,7051	72628,92	495,66	189,9265	76095,93	477,04	213,4742	81555,68
487,06	184,5885	72369,78	489,88	191,9871	75811,87	470,98	215,9999	81211,64
476	188,5307	71830,21	479,2	195,9202	75272,53	458,56	221,3764	80483,6
470,34	190,617	71546,18	473,4	198,1274	74971,42	452,3	224,1937	80104,4
459,48	194,758	70985,39	462,62	202,3709	74395,61	441	229,4734	79397,79
453,9	196,9596	70688,81	457,4	204,4947	74108,9	434,94	232,4132	79006,54
443,34	201,2716	70110,96	446,6	209,04	73498,46	422,58	238,66	78180,23
438,14	203,4683	69818,1	441,1	211,4368	73178,27	416,52	241,8526	77760,46
427,52	208,1137	69201,96	430,14	216,3882	72520,34	404,14	248,6603	76870,85
422,65	210,3188	68910,96	425,2	218,7	72214,75	398,28	252,0243	76433,92
412,05	215,2914	68258,13	414,58	223,8489	71537,63	386,75	258,9285	75542,4
407	217,7478	67937,3	408,9	226,708	71163,65	380,5	262,8388	75040,48
396,42	223,0886	67243,38	397,32	232,7799	70374,01	368,94	270,4061	74075,05
391	225,9321	66875,9	391,76	235,8176	69981,22	362,78	274,6274	73539,74
380,04	231,9197	66106,38	380,4	242,2888	69149,23	350,32	283,6012	72409,06
368,82	238,4027	65279,44	368,76	249,3161	68252,77	337,7	293,3373	71192,95
363,02	241,9048	64835,32	362,28	253,4159	67732,99			
351,72	249,0458	63935,04	349,38	262,0115	66650,5			
			343,175	266,3669	66105,6			
			329,7	276,3664	64863,19			

0,2 M			0,25 M			0,3 M		
Ty (°C)	h (W/m².K)	q (W/m²)	Ty (°C)	h (W/m².K)	q (W/m²)	Ty (°C)	h (W/m².K)	q (W/m²)
597,62	182,2225	91588,69	597,98	202,8996	102054,5	596,8	219,3346	110062,1
596,52	182,5316	91543,27	597,16	203,1559	102016,8	594,98	219,9518	109971,5
594,34	183,1475	91452,88	595,22	203,765	101927,4	591,16	221,259	109779,9
590,94	184,1167	91310,85	592,1	204,7527	101782,5	589	222,0054	109670,7
586,74	185,3289	91133,63	587,82	206,1238	101581,9	586,55	222,8584	109546
581,98	186,723	90930,36	583,34	207,5797	101369,5	583,18	224,0429	109373,3
576,62	188,3192	90698,3	577,35	209,5603	101081,4	577,82	225,9542	109095,2
570,7	190,1157	90438,03	570,84	211,758	100762,9	572,02	228,0612	108789,7
564,3	192,0985	90151,82	564,72	213,8683	100458,2	565,4	230,5167	108435
557,98	194,0993	89864,11	558,1	216,2011	100122,7	558,1	233,2892	108036,2
551,44	196,2162	89560,91	551,44	218,6022	99778,8	550,46	236,2664	107609,9
544,64	198,4689	89239,55	544,58	221,1344	99417,59	542,5	239,4539	107155,6
537,6	200,8587	88900,06	536,9667	224,0172	99008,16	534,24	242,8579	106672,9
531,35	203,0313	88592,7	529,42	226,9534	98593,09	525,66	246,5024	106158,7
525,1	205,2535	88279,52	521,96	229,9359	98173,43	518	249,854	105688,2
517,98	207,8477	87915,42	514,66	232,9347	97753,38	509,05	253,8926	105124,2
511,1	210,4204	87555,91	507,36	236,0163	97323,7	500,15	258,0462	104547,4
503,86	213,2004	87169,13	499,62	239,3781	96857,16	492,36	261,7999	104028,8
496,86	215,9623	86786,59	492,32	242,6416	96406,37	483,42	266,2509	103417,2
489,58	218,9149	86379,46	484,22	246,3733	95893,43	474,4	270,9047	102781,2
483,375	221,499	86024,67	476,64	249,9757	95400,72	465,46	275,688	102131,4
475,8833	224,705	85586,39	468,72	253,859	94872,19	456,32	280,7642	101445,7
468,24	228,0773	85127,59	460,9	257,8189	94335,95	447,875	285,631	100792
461,725	231,0364	84726,83	452,78	262,0697	93763,28	439,38	290,7077	100113,9
455,3	234,0342	84322,53	444,44	266,5906	93157,44	430,06	296,4988	99344,89
448,22	237,4331	83866,12	436,22	271,2089	92541,89	420,4	302,761	98518,44
440,56	241,2284	83358,9	427,58	276,2466	91874,11	410,56	309,4305	97643,9
433,16	245,0173	82855,04	418,6	281,6941	91156,2	401,1	316,1384	96769,95
426	248,8034	82353,93	410,02	287,1127	90446,23	391,925	322,9408	95889,2
418,38	252,9694	81805,23	401,5	292,7132	89716,59	383,1	329,7786	95009,22
410,9	257,2029	81250,41	392,92	298,5886	88955,51	373,06	337,9351	93966,23
403,16	261,7423	80658,51	384,02	304,9492	88136,41	362,8	346,7175	92850,95
396,65	265,6919	80145,96	375,1	311,6145	87283,23			
389,54	270,1502	79570,04	365,84	318,8637	86361,05			
381,56	275,3438	78902,53						

0,35 M		
Ty (°C)	h (W/m².K)	q (W/m²)
597,6	224,6457	112906,9
595,74	225,2909	112812,2
592,52	226,417	112647
587,82	228,082	112403,4
581,96	230,1941	112095,3
575,28	232,6521	111738,1
568,14	235,3406	111349,1
560,36	238,345	110916,2
552,22	241,5754	110453,1
543,64	245,0809	109953,1
535,08	248,6856	109441,6
526,5	252,4116	108915,6
517,92	256,2561	108375,8
509,04	260,3659	107801,9
500,18	264,606	107213,1
491,14	269,0835	106594,7
482,36	273,5863	105976,4
473,5	278,2925	105333,7
464,4	283,3055	104653,1
455,26	288,5341	103947,3
446,34	293,8349	103235,9
437,58	299,2423	102514,4
428,76	304,9009	101763,7
420,7	310,271	101055,3
412,62	315,8564	100322,3
403,78	322,2127	99492,84
395,16	328,6735	98654,65
386,5	335,4427	97781,55
377,6	342,7097	96849,77

EK 6. NUSELT SAYISININ YÜZEY SICAKLIKLARINA GÖRE DEĞERLERİ

1.Numune		2.Numune		3.Numune		4.Numune	
Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu
597,36	15,3094	587,6	49,50683	597,9	15,75142	597,5	14,06443
595,14	15,39067	587,02	49,57629	596,24	15,81382	597,56	14,06243
586,26	15,72287	583,52	49,99883	589,6	16,06751	594,02	14,18173
580,98	15,92599	581,02	50,30427	585,825	16,21471	590,06	14,31715
568,9	16,40716	575,18	51,02975	576,58	16,58465	580,16	14,6651
562,5	16,6718	571,88	51,44729	571,64	16,78802	575,55	14,83187
551,05	17,16305	565,94	52,21309	561,36	17,22453	565,18	15,21853
545,78	17,39717	562,2	52,70488	556,55	17,43519	559,22	15,44829
533,32	17,97204	554,5	53,74158	546,24	17,90122	548,175	15,88938
527,6	18,24647	550,58	54,28226	540,6	18,16486	542,56	16,12159
516,76	18,78583	543,4	55,29599	530,35	18,66063	530,52	16,63872
500,8	19,62919	533,1	56,80546	515,02	19,44478	513,34	17,42531
480,08	20,82117	518,7	59,03226	494,875	20,56095	492,62	18,45871
470,3	21,42606	511,2	60,24956	485,2	21,13517	483,2	18,96247
465,82	21,71295	507,7	60,83185	480,18	21,44365	479,1	19,18888
455,9	22,37143	500,22	62,10787	470,4	22,0665	469,54	19,73456
441,64	23,37811	489,38	64,03717	456,82	22,9826	456,375	20,52936
436,84	23,73409	485,52	64,74821	451,92	23,3288	452,18	20,79387
428,74	24,35577	478,8	66,01769	442,725	24,0024	443,44	21,36358
415,44	25,43769	467,78	68,19085	428,84	25,08313	429,84	22,30356
411,1	25,80834	464,225	68,91734	423,76	25,49906	425,44	22,6226
402,24	26,59392	457,4	70,34869	414,98	26,24582	417,4	23,22573
397,98	26,98614	453,74	71,13678	409,78	26,70563	413	23,56735
390,375	27,71116	446,1	72,83009	400,2	27,58918	404,52	24,25014
386,48	28,0954	443,075	73,51922	395,64	28,02726	400,14	24,616
378,38	28,92409	435,5	75,29353	385,4	29,05516	392,54	25,27343
366,22	30,24906	424,36	78,03646	370,4	30,68138	380,16	26,41022
354,75	31,59714	413,5	80,87588	354,32	32,60536	367,96	27,61843
351,34	32,01798	409,52	81,9603	349,225	33,25871	363,32	28,103
343,88	32,97314	401,48	84,22729	339	34,64033	352,4	29,3029
332,16	34,57714	389,08	87,93819	321,175	37,30152	333,96	31,5415
328,4	35,12074	384,78	89,2903	315,12	38,28811	326,56	32,52494
312,1	37,66032	365,86	95,68373				
301,4167	39,50637	355,7	99,44832				
295,35	40,62757	350,92	101,3086				
		345,68	103,4179				
		334,02	108,3945				
		327,96	111,1482				
		315,8	117,0579				
		293,68	129,3464				

5.Numune	
Ty (°C)	Nu
579,1	98,77358
577,1	99,25913
573,4667	100,1512
568	101,5184
564,76	102,3432
558,1	104,0735
554,54	105,0181
543,76	107,9658
540,44	108,901
537	109,8842
529,32	112,1325
518,48	115,4371
511,72	117,5799
504,68	119,882
500,76	121,1963
497,34	122,3625
489,92	124,9573
486,18	126,2999
482,52	127,6371
475,28	130,3522
471,58	131,777
467,7	133,299
460,18	136,3335
456,24	137,9696
444,7	142,9547
436,7	146,5897
428,28	150,5858
420,18	154,6055
411,5	159,1171
407,24	161,4132
403	163,7545
394,5167	168,6151
385,525	174,0399
376,72	179,646
366,46	186,578
358,14	192,543
348,3	200,0331
337,84	208,5643
332,26	213,3774
320,34	224,3343
313,66	230,9141
299,3	246,2726
283,1	265,9169

EK 7. DOYMUŞ TUZ ÇÖZELTİSİ İÇİN NUSSELT SAYISININ YÜZEY SICAKLIKLARINA GÖRE DEĞERLERİ

0,05 M		0,1 M		0,15 M		0,2 M	
Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu
597,45	9,747213	597,7	14,76436	597,8	18,82955	597,62	22,39194
591,3	9,894099	594,96	14,86278	594,96	18,95966	594,34	22,57085
587,68	9,982244	591,94	14,9725	590,4167	19,17085	590,94	22,75875
584,92	10,05031	587,92	15,1206	585,06	19,4248	586,74	22,99439
576,76	10,25601	577,7	15,50801	574,34	19,94971	576,62	23,57872
572,08	10,37708	571,92	15,73429	568,04	20,26903	570,7	23,93181
566,74	10,5181	566,34	15,95788	560,9667	20,63755	564,3	24,32328
556,76	10,79014	555,32	16,41492	547,18	21,38795	551,44	25,14212
550,98	10,95297	549,58	16,66148	540,8	21,75037	544,64	25,5934
545,22	11,11925	543,88	16,91234	534,5	22,11817	537,6	26,07467
534,02	11,4546	532,44	17,4348	521,58	22,90499	525,1	26,96643
528,08	11,63921	526,84	17,70022	515,1	23,317	517,98	27,49688
522,48	11,81774	520,45	18,01124	508,7	23,73596	511,1	28,02586
511,08	12,19532	509,04	18,58931	495,82	24,61746	496,86	29,17517
505,825	12,37606	503,34	18,88956	489,42	25,07563	489,58	29,79293
500,98	12,54663	497,74	19,19237	483,18	25,536	483,375	30,33663
495,66	12,7384	492,52	19,48186	477,04	26,00272	475,8833	31,01514
484,4	13,16053	481,46	20,11948	464,84	26,97287	461,725	32,36781
479,2	13,3633	476	20,44702	458,56	27,4958	455,3	33,0141
473,4	13,5956	470,34	20,79592	452,3	28,03394	448,22	33,75137
462,62	14,04546	459,48	21,49353	441	29,05065	433,16	35,41364
457,4	14,2722	453,9	21,86714	434,94	29,62137	426	36,25227
452,42	14,49421	448,64	22,22928	428,78	30,22087	418,38	37,18176
446,6	14,761	443,34	22,60433	422,58	30,84495	410,9	38,13354
435,6	15,28806	432,76	23,3852	410,32	32,14426	396,65	40,06385
430,14	15,56139	427,52	23,78871	404,14	32,83435	389,54	41,08927
425,2	15,81578	422,65	24,17424	398,28	33,51198	381,56	42,29395
414,58	16,38676	412,05	25,05037	386,75	34,91605		
408,9	16,70645	407	25,48663	380,5	35,71918		
403,18	17,03908	401,68	25,96016	374,45	36,52683		
397,32	17,39154	396,42	26,44306	368,94	37,28972		
385,88	18,11604	385,58	27,48728	356,62	39,09713		
380,4	18,48134	380,04	28,04815	350,32	40,08004		
374,98	18,85506	374,62	28,61585	344,14	41,08611		
368,76	19,3	368,82	29,24528	337,7	42,18156		
356,2	20,25492	357,5	30,54381				
349,38	20,8078	351,72	31,24532				
337,1	21,87113						
329,7	22,55805						

0,25 M		0,3 M		0,35 M	
Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu	Ty (°C)	Nu
597,98	25,58056	596,8	28,62101	597,6	31,33752
597,16	25,63138	594,98	28,74769	595,74	31,47911
595,22	25,75226	591,16	29,01654	592,52	31,72669
592,1	25,94862	589	29,17037	587,82	32,09377
587,82	26,22197	586,55	29,34646	581,96	32,56118
583,34	26,51312	583,18	29,59151	575,28	33,10762
577,35	26,91069	577,82	29,98816	568,14	33,70835
570,84	27,35386	572,02	30,42718	560,36	34,38334
564,72	27,78139	565,4	30,94117	552,22	35,11341
558,1	28,25622	558,1	31,52451	543,64	35,91065
551,44	28,74738	550,46	32,15443	535,08	36,73585
544,58	29,26799	542,5	32,83282	526,5	37,59448
536,9667	29,86399	534,24	33,56178	517,92	38,48638
529,42	30,47456	525,66	34,34736	509,04	39,44648
521,96	31,0984	518	35,07441	500,18	40,44414
514,66	31,72932	509,05	35,95631	491,14	41,50542
507,36	32,38146	500,15	36,86986	482,36	42,58069
499,62	33,09723	492,36	37,70116	473,5	43,71301
492,32	33,7964	483,42	38,69375	464,4	44,92858
484,22	34,60101	474,4	39,73955	455,26	46,20672
476,64	35,38292	465,46	40,82283	446,34	47,51315
468,72	36,23147	456,32	41,98167	437,58	48,85685
460,9	37,10274	447,875	43,10158	428,76	50,27477
452,78	38,0447	439,38	44,27897	420,7	51,63148
444,44	39,05409	430,06	45,6334	412,62	53,05402
436,22	40,09319	420,4	47,11161	403,78	54,68706
427,58	41,23585	410,56	48,70139	395,16	56,36234
418,6	42,48213	401,1	50,31634	386,5	58,13422
410,02	43,73281	391,925	51,97043	377,6	60,05539
401,5	45,03698	383,1	53,64974		
392,92	46,41769	373,06	55,67473		
384,02	47,92689	362,8	57,88175		
375,1	49,52457				
365,84	51,28102				

ÖZGEÇMİŞ

1977 yılında Erzurum’da doğdu. İlk ve orta öğrenimini Aşkale’de, lise öğrenimini Erzurum’da tamamladı. 1996 yılında girdiği Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü’nden 2000 yılında mezun oldu. Aynı yıl Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makina Mühendisliği Anabilim Dalı Termodinamik Bilim Dalı’nda yüksek lisans eğitimine başladı.

2003 yılında Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makina Mühendisliği Bölümü’nde Araştırma Görevlisi olarak çalışmaya başladı. Halen bu göreve devam etmektedir.

