

**ISI TRANSFERİ İYİLEŞTİRMESİNİN
İKİ FAZLI AKIŞ KATMANLAŞMASINA OLAN
ETKİLERİNİN İNCELENMESİ**

Tuba EJDER

Doktora Tezi

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Prof. Dr. Kadir BİLEN

Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI

2013

Her hakkı saklıdır

**ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ**

DOKTORA TEZİ

**ISI TRANSFERİ İYİLEŞTİRMESİNİN İKİ FAZLI AKIŞ
KATMANLAŞMASINA OLAN ETKİLERİNİN İCELENMESİ**

Tuba EJDER

MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

**ERZURUM
2013**

Her hakkı saklıdır



T.C.
ATATÜRK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ



TEZ ONAY FORMU

**ISI TRANSFERİ İYİLEŞTİRMESİNİN İKİ FAZLI AKIŞ KATMANLAŞMASINA
ETKİLERİNİN İNCELENMESİ**

Prof. Dr. Kadir BİLEN ve Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI danışmanlığında, Tuba EJDER tarafından hazırlanan bu çalışma 13 / 09 / 2013 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Makine Mühendisliği Anabilim Dalı'nda Doktora tezi olarak **oybirliği / oy çokluğu (.../...)** ile kabul edilmiştir.

Başkan : Prof. Dr. Kadir BİLEN

İmza :

Üye : Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI

İmza :

Üye : Prof. Dr. Veysel ÖZCEYHAN

İmza :

Üye : Doç. Dr. Turan ÇALBAN

İmza :

Üye : Doç. Dr. Abdurrahim BÖLÜKBAŞI

İmza :

Üye : Doç. Dr. Kemal ÇOMAKLI

İmza :

Üye : Yrd. Doç. Dr. Şendoğan KARAGÖZ

İmza :

Yukarıdaki sonucu onaylıyorum.

Prof. Dr. İhsan EFTEOĞLU
Enstitü Müdürü

Not: Bu tezde kullanılan özgün ve başka kaynaklardan yapılan bildirişlerin, çizelge, şekil ve fotoğrafların kaynak olarak kullanımı, 5846 sayılı Fikir ve Sanat Eserleri Kanunundaki hükümlere tabidir.

ÖZET

Doktora Tezi

ISI TRANSFERİ İYİLEŞTİRMESİNİN İKİ FAZLI AKIŞ KATMANLAŞMASINA ETKİLERİNİN İNCELENMESİ

Tuba EJDER

Atatürk Üniversitesi
Fen Bilimleri Enstitüsü
Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

Danışman: Prof. Dr. Kadir BİLEN
Ortak Danışman: Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI

İki fazlı akış ve bu akışlarla ilişkili ısı transferi endüstride gittikçe artan bir önem kazanmaktadır. Bunun nedeni iki fazlı akışlarda elde edilen ısı transfer katsayılarının tek fazlı akışlarda elde edilenlere göre çok daha yüksek olması ve yüksek ısı akısı kullanan uygulamaların varlığıdır. Bunlar arasında boylerler, nükleer reaktörler, kimyasal prosesler, ısı pompaları, ısı değiştiricileri, vs. sayılabilir.

Bu çalışmanın amacı iş gören akışkanı su olan uniform olarak ısıtılmış yatay boru sisteminde kaynamalı iki fazlı akışta katmanlaşma olgusunu ve ısı transferi iyileştirmesinin kaynamalı iki fazlı akış katmanlaşması üzerine olan etkilerini incelemektir. İki fazlı akış katmanlaşması yerçekimi ivmesi dolayısıyla gerçekleşir bu nedenle kararlı hal durumunda termal ve hidrodinamik davranışları belirlidir.

İki farklı ısı transferi iyileştirme elemanı kullanılmıştır. Yapılan çalışmaların sonucunda; yüzey artırılmış test borularında oluşan “burn-out” olayının sıcaklık limitlerinin boş boruya nazaran oldukça azaldığı tespit edilmiştir. Böylece “burn-out” olayı sonucunda boru cidarlarında oluşacak zararların da nispeten azaltıldığı tespit edilmiştir.

2013, 124 sayfa

Anahtar Kelimeler: İki Fazlı Akış, katmanlaşma, ısı transferi iyileştirmesi, kaynamalı su akışı, yatay akış

ABSTRACT

Ph. D. Thesis

INVESTIGATION OF THE EFFECTS OF HEAT TRANSFER ENHANCEMENT ON TWO-PHASE FLOW STRATIFICATIONS

Tuba EJDER

Atatürk University
Institute of Applied Sciences
Department of Mechanical Engineering

Supervisor: Prof. Dr. Kadir BİLEN
Co-supervisor: Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI

Two-phase flows and heat transfer phenomenon is gaining more and more importance in industry. This is because heat transfer coefficients for two phase flows are higher than those for single phase flows and there are applications that need high heat fluxes. These applications include boilers, nuclear reactors, chemical processes, heat pumps, heat exchangers etc. On the other hand, two-phase systems are prone to hydrodynamic instabilities.

The objective of this study is to investigate experimentally the stratification phenomena of boiling two-phase flow and the effects of heat transfer enhancement on two-phase flow stratifications in a uniformly heated horizontal tube system whose working fluid is water. Two-phase flow stratification due to gravity effects, and consequently its thermal and hydrodynamic behavior, under steady state conditions, has been determined.

Two different tube surface configurations are used. As a result of the studies, in the surface enhanced test tubes temperature limits of "burnout" event was reduced rather than an empty pipe. Thus the probable damage that occurs as a result of the "burnout" on the tube walls relatively reduced have been identified.

2013, 124 Pages

Keywords: Two phase flow, stratification, heat transfer enhancement, boiling water flow, horizontal flow

TEŞEKKÜR

Çalışmalarım esnasında her zaman güvenlerini ve desteklerini gördüğüm danışmanlarım Sayın Prof. Dr. Kadir BİLEN'e ve Sayın Prof. Dr. Ömer ÇOMAKLI'ya teşekkürlerimi bir borç bilirim.

Deneyisel çalışmaların yapılmasında bilgisine ve tecrübesine başvurduğum maddi manevi hiçbir desteği esirgemeyen hocam Sayın Yrd. Doç. Şendoğan KARAGÖZ'e en içten teşekkürlerimi sunarım.

Her türlü desteklerinden ve sabırlarından dolayı aileme, özellikle annem Gülveren BALTA'ya, eşim Murat EJDER'e ve varlığı beni motive etmeye yeten kızım Asude Azra EJDER'e en derin sevgi ve saygılarımı sunarım.

Tuba EJDER

Eylül 2013

İÇİNDEKİLER

ÖZET.....	i
ABSTRACT.....	ii
TEŞEKKÜR.....	iii
SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ	vi
ŞEKİLLER DİZİNİ.....	ix
1. GİRİŞ.....	1
1.1. İki Fazlı Akış	1
1.2. İki Fazlı Akış Kararsızlıkları	2
1.3. İki Fazlı Akış Katmanlaşması	3
1.3.1. İki fazlı akış katmanlaşması araştırmaları	4
1.4. Isı Transfer İyileştirmesi	7
1.5. İki Fazlı Akış Isı Transfer İyileştirmesi	7
1.5.1. İki fazlı akış ısı transfer iyileştirmesinin katmanlaşmaya etkilerini inceleyen araştırmalar	9
1.6. Tezin Amacı ve Kapsamı	12
2. KURAMSAL TEMELLER.....	15
2.1. İki Fazlı Akış	15
2.2. İki Fazlı Akış Rejimleri.....	18
2.2.1. Katmanlaşma	18
2.2.2. Kararsızlıklar	23
2.3. İki Fazlı Akışlar İçin Temel Denklemler	26
2.3.1. Süreklilik denklemi	26
2.3.2. İki faz enerji ve momentum denklemleri	32
2.4. İki Fazlı Akış Kayıpları.....	34
2.4.1. Basınç düşümü ve korelasyonları.....	34
2.4.2. Boşluk oranı ve iki faz yoğunluğu	41
2.4.3. Diğer kayıplar.....	45
3. MATERYAL ve YÖNTEM.....	47
3.1. Deney Düzenegi	47

3.1.1. Akışkan besleme bölümü	48
3.1.2. Test bölümü	51
3.1.3. Akışkan depolama bölümü	54
3.2. Ölçümler	55
3.2.1. Sıcaklık ölçümleri.....	55
3.2.2. Basınç ölçümleri.....	56
3.2.3. Debi ölçümleri.....	57
3.2.4. Isı gücü ölçümleri.....	57
3.3. Deneysel Yöntem	58
3.3.1. Kararlı durum karakteristiklerinin belirlenmesi deneyleri	59
4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA.....	62
4.1. Cidar Sıcaklık Profilleri.....	62
4.1.1. Boş boru için sıcaklık profilleri.....	63
4.1.3. Yay 2 için sıcaklık profilleri.....	89
4.1.4. Boş boru ve farklı yay elemanları için elde edilen kararlı durum karakteristik eğrileri	100
4.1.5. Boş boru ve farklı yay elemanları için elde edilen sıcaklık profillerinin karşılaştırılması	105
5. SONUÇ ve ÖNERİLER.....	116
5.1. Sonuçlar.....	116
5.1.1. Sıcaklık profilleri.....	116
5.1.2. İki fazlı akış karakteristik eğrileri	118
5.2. Öneriler.....	118
KAYNAKLAR	122
ÖZGEÇMİŞ	125

SİMGELER ve KISALTMALAR DİZİNİ

Simgeler

A	Boru Kesit Alanı [m^2]
A_G	Gaz Faz Akışı Kanal Kesit Alanı [m^2]
A_L	Sıvı Faz Akışı Kanal Kesit Alanı [m^2]
d	Boru Çapı [m]
D	Yay Tel Çapı [m]
F	Sürtünme Katsayısı
g	Yer Çekim İvmesi [m/s^2]
G	Kütlesel Akı [kg/m^2s]
h	Isı Taşınım Katsayısı [W/m^2K]
h_G	Gaz Fazı Entalpisi [J/kg]
h_L	Sıvı Faz Entalpisi [J/kg]
H_y	Yay Adımı [m]
L	Test Borusu Uzunluğu [m]
K_{IF}	Kayma Faktörü
$\dot{m}$	Kütlesel Debi [kg/s]
m_G	Gaz Kütlesi [kg]
m_L	Sıvı Kütlesi [kg]
P	Basınç [bar]
ΔP	Basınç Düşümü [bar]
$P_{giriş}$	Giriş Basıncı [bar]
$P_{çıkış}$	Çıkış Basıncı [bar]
P_{sis}	Sistem Basıncı [bar]
P_a	Ana Besleme Tank Basıncı [bar]
Q	Isıl Güç [kW]
ΔT	Sıcaklık Farkı [$^{\circ}C$]
T	Sıcaklık [$^{\circ}C$]
$T_{\dot{c}}$	Çıkış Sıcaklığı [$^{\circ}C$]
T_g	Giriş Sıcaklığı [$^{\circ}C$]
T_{yalt}	Alt Yüzey Sıcaklığı [$^{\circ}C$]
$T_{yüst}$	Üst Yüzey Sıcaklığı [$^{\circ}C$]
ΔT_s	Cidar Sıcaklık Farkı [$^{\circ}C$]

T_f	Akışkan Sıcaklığı [C°]
U	Hız [m/s]
U_G	Gazın Hızı [m/s]
U_{GL}	Bağıl Hız
U_H	Homojen Akış Hızı [m/s]
U_L	Sıvının Hızı [m/s]
U_R	Homojen Akıştaki Bağıl Hız
U_{SG}	Gazın Farazi (Superficial) Hızı [m/s]
U_{SL}	Sıvının Farazi (Superficial) Hızı [m/s]
x	Kuruluk Derecesi
x_D	Dinamik Kütle Kuruluk Derecesi
x_S	Statik Kuruluk Derecesi
x_v	Hacimsel Kuruluk Derecesi
V	Hacim [m ³]
V'	Boru Net İç Hacmi [m ³]
$\dot{V}$	Hacimsel Debi [m ³ /s]
$\dot{V}_G$	Gazın Hacimsel Debisi [m ³ /s]
$\dot{V}_L$	Sıvının Hacimsel Debisi [m ³ /s]
Z	İki Termokupul Arasında ki Uzaklık [m]
ΔZ	Her Bir Hesap Adımında ki Uzaklık [m]
$\bar{Z}$	Eşdeğer Uzunluk [m]
α	Boşluk Oranı (Void Fraction)
β	Kısıtlayıcı Parametresi
v	Özgül Hacim [m ³ /kg]
ρ	Yoğunluk [kg/m ³]
ρ_m	Ortalama Yoğunluk [kg/m ³]

İndisler

$\checkmark$	Çıkış
D	Dinamik
e	Efektif
f	Akışkan
g	Giriş
G	Gaz

GL	Gaz-Sıvı
H	Homojen
L	Sıvı
l	Sıvı Fazı
lg	Buhar
S	Farazi (Superficial)
S	Statik
s	Cidar
sis	Sistem
v	Hacimsel
y	Yay
yalt	Alt Yüzey
yüst	Üst Yüzey

Kısaltmalar

BB	Boş Boru
CHF	Kritik Isı Akısı
Y1	Yay 1 (Büyük adımlı yay elemanı)
Y2	Yay 2 (Küçük adımlı yay elemanı)

ŞEKİLLER DİZİNİ

Şekil 2.1. İki fazlı akışların genel sınıflandırılması	17
Şekil 2.2. Dairesel dikey borularda iki fazlı akış rejimleri	21
Şekil 2.3. Dairesel yatay borularda iki fazlı akış rejimleri	23
Şekil 2.4. Gaz ve sıvı faz kesit oranları	26
Şekil 3.1. Deney düzeneğinin şematik görünümü	49
Şekil 3.2. Ana besleme tankı.....	50
Şekil 3.3. Suyun test borusuna sabit sıcaklıkta girmesini sağlayan düzenek	50
Şekil 3.4. Deney düzeneğinin test borusu girişi.....	52
Şekil 3.5. Test borusu ve bağlantı flanşları.....	52
Şekil 3.6. Termoeleman bağlantı şekilleri	53
Şekil 3.7. Test borusu izolasyon tabakasının ve termoeleman uçlarının şematik gösterimi.....	53
Şekil 3.8. Test borusu elektriksel bağlantısı	53
Şekil 3.9. Yoğuşturucu.....	54
Şekil 3.10. Test borusu cidar sıcaklığı ölçüm noktaları.....	56
Şekil 3.11. Termoçiftlerin data okuma kartına bağlantısının şematik gösterimi	56
Şekil 3.12. Isı transfer yüzey konfigürasyonları ve karakteristikleri	58
Şekil 3.13. Isı transfer iyileştirme elemanları	59
Şekil 4.1. BB için “Tek fazlı konveksiyon” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=70^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,10$ bar ve $\dot{m}=105\text{g/s}$)	64
Şekil 4.2. BB için “Kısmi kaynama” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=78^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,04$ bar ve $\dot{m}=89$ g/s)....	65
Şekil 4.3. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=89^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,01$ bar ve $\dot{m}=75$ g/s)	66

Şekil 4.4. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_ç=97^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,06$ bar ve $\dot{m}=67$ g/s)	67
Şekil 4.5. BB için “Lokal katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_g=101^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,11$ bar ve $\dot{m}=56$ g/s)...	68
Şekil 4.6. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_g=106^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,23$ bar ve $\dot{m}=45$ g/s)...	69
Şekil 4.7. BB için “Tek fazlı konveksiyon” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_ç=74^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,11$ bar, $\dot{m}=103$ g/s).....	69
Şekil 4.8. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_ç=88^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,04$ bar, $\dot{m}=84$ g/s)	70
Şekil 4.9. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_ç=94^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,02$ bar, $\dot{m}=77$ g/s)	70
Şekil 4.10. BB için “Lokal katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_ç=96^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,07$ bar ve $\dot{m}=67$ g/s)	71
Şekil 4.11. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_ç=101^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,17$ bar, $\dot{m}=60$ g/s).....	71
Şekil 4.12. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_ç=103^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,25$ bar, $\dot{m}=49$ g/s).....	72
Şekil 4.13. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_ç=107^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,35$ bar, $\dot{m}=43$ g/s).....	72
Şekil 4.14. BB için “Tek fazlı konveksiyon” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_ç=79^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,10$ bar, $\dot{m}=102$ g/s)	73
Şekil 4.15. BB için “Kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_ç=86^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,06$ bar ve $\dot{m}=88$ g/s)....	73

Şekil 4.16. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_ç=94^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,05$ bar, $\dot{m}=78$ g/s)	74
Şekil 4.17. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_ç=100^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,13$ bar, $\dot{m}=64$ g/s)	74
Şekil 4.18. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_ç=102^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,19$ bar, $\dot{m}=60$ g/s)	75
Şekil 4.19. BB için “Lokal katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_ç=104^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,29$ bar, $\dot{m}=52$ g/s)	75
Şekil 4.20. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_g=109^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,40$ bar, $\dot{m}=43$ g/s).....	76
Şekil 4.21. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_ç=109^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,55$ bar ve $\dot{m}=43$ g/s)	76
Şekil 4.22. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_ç=64^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,12$ bar, $\dot{m}=106$ g/s)	78
Şekil 4.23. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_ç=69^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,08$ bar, $\dot{m}=89$ g/s)	79
Şekil 4.24. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_ç=81^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,06$ bar ve $\dot{m}=75$ g/s)	79
Şekil 4.25. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_ç=90^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=65$ g/s)	80

Şekil 4.26. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=99^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,17$ bar, $\dot{m}=55$ g/s)	80
Şekil 4.27. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=102^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,27$ bar, $\dot{m}=49$ g/s)	81
Şekil 4.28. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=104^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,39$ bar, $\dot{m}=45$ g/s)	81
Şekil 4.29. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=66^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar ve $\dot{m}=105$ g/s)	82
Şekil 4.30. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=75^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=89$ g/s)	82
Şekil 4.31. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=82^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,05$ bar, $\dot{m}=73$ g/s)	83
Şekil 4.32. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=99^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,15$ bar ve $\dot{m}=62$ g/s)	83
Şekil 4.33. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=102^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,24$ bar ve $\dot{m}=54$ g/s)	84
Şekil 4.34. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=105^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,42$ bar, $\dot{m}=45$ g/s)	84
Şekil 4.35. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\check{c}}=105^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,44$ bar, $\dot{m}=43$ g/s)	85

Şekil 4.36. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=72^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,12$ bar, $\dot{m}=103$ g/s)	85
Şekil 4.37. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=78^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,10$ bar, $\dot{m}=90$ g/s)	86
Şekil 4.38. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=90^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=75$ g/s)	86
Şekil 4.39. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=100^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,21$ bar, $\dot{m}=63$ g/s)	87
Şekil 4.40. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=103^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,21$ bar, $\dot{m}=55$ g/s)	87
Şekil 4.41. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=106^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,42$ bar, $\dot{m}=48$ g/s)	88
Şekil 4.42. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=109^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,58$ bar, $\dot{m}=42$ g/s)	88
Şekil 4.43. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=68^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,15$ bar, $\dot{m}=102$ g/s)	90
Şekil 4.44. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=76^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,12$ bar, $\dot{m}=89$ g/s)	91
Şekil 4.45. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=84^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=76$ g/s)	91

Şekil 4.46. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=97^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar, $\dot{m}=67$ g/s)	92
Şekil 4.47. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=100^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,29$ bar, $\dot{m}=54$ g/s)	92
Şekil 4.48. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=106^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,37$ bar, $\dot{m}=51$ g/s)	93
Şekil 4.49. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=108^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,52$ bar, $\dot{m}=45$ g/s)	93
Şekil 4.50. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=72^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar, $\dot{m}=102$ g/s)	94
Şekil 4.51. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=87^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=77$ g/s)	94
Şekil 4.52. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=100^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,20$ bar, $\dot{m}=66$ g/s)	95
Şekil 4.53. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=102^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,29$ bar, $\dot{m}=60$ g/s)	95
Şekil 4.54. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=106^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,47$ bar, $\dot{m}=50$ g/s)	96
Şekil 4.55. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^{\circ}\text{C}$, $T_{\dot{c}}=110^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,59$ bar, $\dot{m}=42$ g/s)	96

Şekil 4.56. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=81^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar, $\dot{m}=100$ g/s)	97
Şekil 4.57. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=101^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,23$ bar, $\dot{m}=75$ g/s)	97
Şekil 4.58. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=104^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,35$ bar, $\dot{m}=66$ g/s)	98
Şekil 4.59. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=107^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,46$ bar, $\dot{m}=60$ g/s)	98
Şekil 4.60. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=110^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,62$ bar, $\dot{m}=51$ g/s)	99
Şekil 4.61. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=116^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,89$ bar, $\dot{m}=42$ g/s)	99
Şekil 4.62. $T_g=20^\circ\text{C}$ de kararlı durum karakteristik eğrisi ($P_{\text{sis}}=7,5$ bar, $P=24$ kW)	101
Şekil 4.63. $T_g=25^\circ\text{C}$ de kararlı durum karakteristik eğrisi ($P_{\text{sis}}=7,5$ bar, $P=24$ kW)	102
Şekil 4.64. $T_g=30^\circ\text{C}$ de kararlı durum karakteristik eğrisi ($P_{\text{sis}}=7,5$ bar, $P=24$ kW)	102
Şekil 4.65. BB farklı giriş sıcaklıkları için kararlı durum karakteristik eğrileri	104
Şekil 4.66. Y1 farklı giriş sıcaklıkları için kararlı durum karakteristik eğrileri	104
Şekil 4.67. Y2 farklı giriş sıcaklıkları için kararlı durum karakteristik eğrileri	105
Şekil 4.68. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=100$ g/s).....	107
Şekil 4.69. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=90$ g/s).....	107
Şekil 4.70. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=75$ g/s).....	108
Şekil 4.71. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=67$ g/s).....	108
Şekil 4.72. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=55$ g/s).....	109
Şekil 4.73. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=45$ g/s).....	109

Şekil 4.74. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=100$ g/s).....	110
Şekil 4.75. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=77$ g/s).....	110
Şekil 4.76. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=60$ g/s).....	111
Şekil 4.77. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=50$ g/s).....	111
Şekil 4.78. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=43$ g/s).....	112
Şekil 4.79. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=100$ g/s).....	112
Şekil 4.80. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=75$ g/s).....	113
Şekil 4.81. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=65$ g/s).....	113
Şekil 4.82. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=60$ g/s).....	114
Şekil 4.83. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=50$ g/s).....	114
Şekil 4.84. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=42$ g/s).....	115

1. GİRİŞ

İki fazlı akış ve bu akışlarla ilişkili ısı transferi endüstride gittikçe artan bir önem kazanmaktadır. Bunun nedeni iki fazlı akışlarda elde edilen ısı transfer katsayılarının tek fazlı akışlarda elde edilenlere göre çok daha yüksek olması ve yüksek ısı akısı kullanan uygulamaların varlığıdır. İki fazlı akışlar; buhar üreteçleri, soğutma sistemleri, nükleer reaktörler, kimyasal üretim ünite ve rafinerileri, kimyasal ve gıda işleme, çevre mühendisliği, ilaç üretimi, petrol üretimi ve atık yakma vs. gibi çeşitli endüstriyel sistemlerde yaygın olarak kullanılmaktadır.

1.1. İki Fazlı Akış

Çok fazlı akış birden fazla fazın (katı, sıvı ve gaz) oluşturduğu bir faz olarak tanımlanır. Bu tür akışlar, sanayi de her yerde vardır, evaporatör ve kondenserlerde gaz-sıvı akışlar, kimyasal reaktörlerde gaz-sıvı-katı akışlar, pnömatik taşımada katı-gaz akışlar vs. olan örneklerdir.

Çok fazlı akışların en sık rastlanan sınıfı iki fazlı akıştır ve bu Gaz-Sıvı Akışı, Gaz-Katı Akışı, Sıvı-Sıvı Akışı ve Sıvı-Katı Akışı içerir.

Gaz-sıvı akış: Bu muhtemelen çok fazlı akışın en önemli formudur ve endüstriyel uygulamalarda bir aralığın tamamında yaygın olarak bulunur. Petrol-gaz karışımlarının taşınması için boru hattı sistemlerini, buharlaştırıcıları, kazanları, kondansatörleri, batık yanma sistemlerini, kanalizasyon arıtma tesislerini, klima ve soğutma tesislerini ve kriyojenik tesisleri içerir. Gaz-sıvı sistemleri meteorolojide ve diğer doğal fenomenlerde de önemlidir.

Gaz-katı akış: Gazlarda askıda katı madde akışları pnömatik taşımada ve pulverize yakıt yanmada önemlidir. Akışkan yatak da gaz-katı akış biçimi olarak kabul edilebilir.

Bu gibi yataklarda gaz içinden geçerken, katı sabit bir muhafaza içerisinde kalır. Bununla birlikte, yatağın kendi içindeki, hem gaz ve hem de katı kompleks hareketlere maruz kalır.

Sıvı-sıvı akış: Bu tür akış uygulamasının örnekleri arasında yağ-su karışımlarının boru hatlarında ve sıvı-sıvı çözücü ekstraksiyonu kütle transferi sistemlerinde akışı vardır. Çözücü ekstraksiyon (özütleme) ekipmanları paketlenmiş kolonlar, darbeli kolonlar, karıştırılmış kontaktörler ve boru hattı kontaktörler içerir.

Sıvı-katı akış: Bu tip akışın en önemli uygulaması katı malzemelerin hidrolik taşınmasıdır. Sıvı-katı süspansiyonlar ayrıca kristalizasyon sistemlerinde, kaolin ekstraksiyon ve hidro-siklonlarda görülür.

İki fazlı akışlar tek fazlı akışlardan doğal olarak çok daha karmaşıktır çünkü fazlar kendilerini farklı akış rejimlerine ayırıyor ve düzenliyor olabilir. Dahası bu iki faz genellikle aynı hızda hareket etmedikleri gibi hatta bazı durumlarda aynı yönde de hareket etmezler. Bunun bir sonucu olarak, iki fazlı akışlarda tek fazlı akışlarda meydana gelmeyen önemli fenomenler meydana gelir.

1.2. İki Fazlı Akış Kararsızlıkları

İki faz sistemlerinde oluşabilecek bir dizi kararsızlıklar vardır. Bunlar statik ve dinamik kararsızlıklar (Lahey and Podowski 1989) olarak sınıflandırılabilir. Statik kararsızlıklara örnekler: akış gezinti (Ledinegg) kararsızlıkları, akış rejimi gevşeme kararsızlıkları, geysering ya da chugging kararsızlıkları ve off-shore petrol kuyusu hatlarında oluşabilecek araziden kaynaklı kararsızlıklar. Benzer biçimde, dinamik kararsızlıklar şunlardır: yoğunluk dalga osilasyonları, basınç düşümü osilasyonları, akış rejimine bağlı kararsızlıklar ve akustik kararsızlıklar.

Bu kararsızlık modlarından, en önemli ve en yaygın olarak çalışılan, Ledinegg kararsızlıkları (Ledinegg 1938) ve yoğunluk dalga osilasyonlarıdır (DWOs). Her ne

kadar kaynama sistemlerinin üzerinde durulacak olsa da, benzer kararsızlıkların yoğunlaşma sistemlerinde de (Lahey and Podowski 1989) meydana gelebileceği unutulmamalıdır.

1.3. İki Fazlı Akış Katmanlaşması

İki fazlı akışlarda, iki faz arasında bir ara yüzey oluşmakta ve bu ara yüzey özellikle gaz-sıvı akışlarında çok farklı şekiller almaktadır. Akış yönü ara yüzey üzerinde çok etkilidir ve iki fazlı akışlar akış yönüne göre “yatay”, “düşey” ve “eğik” iki fazlı akışlar olarak sınıflandırılır. Yatay borulardaki akış karakteristikleri ve dolayısıyla akış rejimleri, düşey borulardaki akış karakteristikleri ve akış rejimlerinden daha farklıdır. Düşey borularda yerçekimi ivmesi akış yönüne paralel olarak etkirken, yatay borularda yerçekimi kuvveti akış yönüne dik olarak etkimekte ve bu nedenle yatay bir boru kanalında düşey bir boru kanalında meydana gelen iki fazlı akış rejimlerinden daha fazla akış rejimi meydana gelmektedir. Ağırlık kuvvetleri, yoğunluğu düşük olan buhar fazının borunun üst cidarına doğru, yoğunluğu yüksek olan sıvı fazının ise borunun alt cidarına doğru yer değiştirmesini sağlayarak “katmanlaşma” olarak adlandırılan olayın meydana gelmesine yol açmaktadır. Katmanlaşma oluştuğunda borunun üst yüzeyi buhar fazıyla, alt yüzeyi ise sıvı fazıyla kaplanmaktadır. Buharın ısı transfer katsayısı sıvının ısı transfer katsayısından daha düşük olduğundan borunun üst tarafında “burnout” olarak adlandırılan olay meydana gelmektedir. Burn-out çok fazla buhar baloncunun cidara tutunarak buhar yastığı oluşturmasıdır ve bu anda uygulanan ısı akısı da kritik ısı akısı (CHF) olarak adlandırılır. Buhar fazının zayıf ısı transfer karakteristiklerinden dolayı ısı transfer oranı dikkate değer bir şekilde azalacaktır. Debiyi artırmak, akış momentumu buhar yastığını yüzeyden yıkayarak uzaklaştıracağı için yukarıdaki problemde korunmada yardımcı olabilir ancak yüksek debide aynı zamanda akışkan da ısınmak için daha kısa zamana sahip olacaktır. Başka bir yöntem ise kanal içerisinde ısı transferi iyileştirme elemanları kullanmak olabilir.

1.3.1. İki fazlı akış katmanlaşması araştırmaları

Sachs and Long (1961) ısıtılmış halkadan düşey olarak yukarı akan katmanlı akışkan akışında buharlaşma mekanizmasını incelemişlerdir. Deney düzeneğinden yapılan görsel gözlemler ve buhar kesri ölçümleri kaydedilmiştir. Isıtılan sistemin üst taraflarında ısıtıcı yüzeyinde ince sıvı tabakası etrafında halkasal buhar gözlemlenmiştir. Sıvı tabakada çekirdek kaynamameydana gelmemiştir. Bu katmanlı akış bölgesinde yüksek ısı akılarında ısı transferinin tamamen konvektif olduğu sonucunun çıkarılabileceğini söylemişlerdir. Analitik olarak bir hipotez geliştirmiş ve deneysel çalışmalarıyla desteklemişlerdir.

Frisk and Davis (1972) farklı akış rejimlerinin ısı transferi etkinliği üzerine etkilerini belirleye bilmek amacıyla, düz plakadan yatay hava-su ortak akımına ısı transferini deneysel olarak incelemişlerdir. Pürüzsüz sıvı film akışı ve sıvı fazda iki boyutlu dalgalı akış için olan sonuçlar pürüzsüz filme ısı transferinin teorik sonuçları ile uyum gösterdiğini bulmuşlardır. Üç boyutlu dalgalar ve yuvarlanan dalgalarda pürüzsüz filmle karşılaştırıldığında Nusselt sayısında yüzde 100 den fazla artış gözlemişlerdir. Akışı düzenlemek için yüzey aktif madde kullanarak dalgalı akış ve pürüzsüz akış arasında doğrudan karşılaştırma yapmışlardır. Yeterince düşük gaz fazı Reynold sayılarında ve yeterince yüksek yüzey ısı akılarında yüzme kuvvetleri dolayısıyla Rayleigh tarzı kararsızlıklar gözlemlenmiştir.

Agrawal *et al.* (1973) mekanik bir yaklaşım kullanarak, yatay boruda gaz-sıvı karışımının katmanlı birlikte akışını tanımlayabilmek için eşitlikler üretmişlerdir. Sonuçları için iteratif bir yöntem önermişlerdir. Deneyleri 1 inç çapında 100 ft boyunda akrilik boruda hava-yağ karışımıyla yapmışlardır. Basınç düşümünü ve ortalama yerinde sıvı hacim kesrini yüzeysel gaz hızının fonksiyonu olarak sunmuşlardır.

Berthoud and Jayanti (1990) buhar jeneratörlerinin dizaynında helisel halkalarda meydana gelen dryout olayının önemini vurgulamışlardır. İlk dryout kalitesi veya kısmi dryout bölgesinin iyileştirilmesi konularındaki çalışmaları yetersiz bulmuşlardır.

Dryoutu katmanlaşma (çökelme) ve sürüklenme (baskın) dryout olarak sınıflandırmışlardır. Herbir grup için dryout kalitesi korelasyonu üretmişlerdir.

Yang and Weisman (1991) müstakil baloncuk bölgelerindeki kaynama ısı akılarını belirlemek üzere bir çalışma yapmışlardır. Teorileri ısıtılmış cidarda baloncuklu tabakanın kenarında türbülansa geçişin gerçekleştiği ve bunun da sürecin sınırlayıcısı olduğu varsayımına dayanmaktadır. Baloncuk tabakası kenarındaki türbülans yoğunluğunun baloncuk tabakası boşluk oranının fonksiyonu olduğu kabulünü yaparak, ısı akısı ve baloncuk tabakası kalitesi arasındaki ilişkiyi belirlemeye çalışmışlardır. Baloncuk tabakası kalitesinin bilinmesinin kaynamayla transfer edilen ısıнын oranını hesaplamaya olanak vereceğini düşünmüşlerdir. Başka bir varsayımları ise cidar sıcaklığı ile kaynama ısı akısının ilişkili olduğu ve böylece cidar sıcaklıklarının hesaplanabilecek olması olmuştur. Elde ettikleri kaynama eğrilerinin R-113 yuvarlak kanal içinde aşırı soğutmalı kaynama verileriyle iyi bir uyum içerisinde olduğunu görmüşlerdir. Teorileri müstakil baloncuk bölgesinin başlangıcı için tahmin olanakları sunmuştur.

Crowe and Griffith (1993) aralıklı iki faz akışda burnout limitlerini 57 mm lik kanalda deneysel olarak çalışmışlardır. Sadeleştirilmiş çalışmaları slug sonrası film drenajını, buharlaşmayı ve sluglaşma frekansı ölçümlerini içeriyor. Baloncuk çekirdeklenmesinin slug sonrası film tabakasına etkisini gözlemlemişler ve önemsiz olduğu kanaatine varmışlardır. Bu sistemde dryout sınırlarını tanımlayamamış ancak verilere pekde yansımayan bir ısı akısı bağımlılığı tesbitetmişlerdir.

Celata *et al.* (1993) 0,1 m uzunluğunda 2,5 mm iç çapında pürüzsüz boruda aşırı soğutmalı akış kaynamada kritik ısı akısını (CHF) incelemişlerdir. Aşırı soğutmalı iç akış kaynamada akışkan olarak su kullanılarak gerçekten yüksek kritik ısı akılarına ulaşılmasının mümkün olduğu sonucuna vardılar.

Celata *et al.* (1994) su aşırı soğutma akış kaynamada kritik ısı akısını artırabilmek için türbülans üretici olarak helisel bükülmüş tel kullandılar. Doğru akım kaynağı ile

uniform ısıtılan pürüzsüz kısa boruda dikey ve yatay yukarı akışlı iç akış çalıştılar. Helisel bükülmüş telin kritik ısı akısında pürüzsüz boruya nazaran %50 artış sağladığını ancak bunun yanı sıra basınç düşümünde de %25 artışolduğunu gördüler. Basınç türbülans üreticilerin etkinliği üzerinde olumsuz etkiye sahip olduğunu tesbit ettiler. Bu çalışmalarında kanal yerleşiminin herhangi gözle görülür bir etkisini tesbit edemediler.

Gaspari and Cattadori (1994) elektrikle ısıtılan, uniform olarak ısıtılan veya tek taraftan ısıtılan, dönmeli akış üretici kullanılan veya kullanılmayan 18 farklı boruda aşırı soğutmalı akış kaynamada burnout olayını incelemişlerdir. Akışkanın termal-hidrolik şartlarının, borunun ve dönmeli akış üretici geometrilerinin ayrıca burn out ısı akısında çevresel ısıtmanın etkilerini analiz etmişlerdir. Kanal geometrisi ve çevresel ısı dağılımından bağımsız olarak akışkan hızı, giriş aşırı soğutması ve dönmeli akış üretici geometrisinin burnoutu etkileyen temel parametreler olduklarını bulmuşlardır. Dönmeli akış üreteçlerinin, pürüzsüz akış ile karşılaştırıldığında, üreteç büküm oranına bağlı olarak 1,2 den 2,1 e kadar artırdığını tesbit etmişlerdir.

Weisman *et al.* (1994) içerisinde bükülü şerit bulunan dairesel kesitli boruda R-113 ün aşırı soğutma ve düşük kalite bölgelerinde kritik ısı akısı ve kaynama ısı transferi üzerine çalışmışlardır. Isı akısı veriler ile literatürden aldıkları su verilerini baloncuklu tabakadaki baloncuk çoğalması ve birleşmesi temeline dayalı yeni bir ısı akısı tahmin modeli kurgulamak üzere karşılaştırmışlardır. Model aralığında oldukça iyitahminler elde etmişlerdir. Aynı zamanda Yang and Weisman (1991) kaynama ısı transferi için olan CHF modeli çalışmalarının dönmeli akış için de uygun olduğunu saptamışlardır.

Celata *et al.* (1998) eksen boyunca dairesel kesitli bir çubuk ısıtıcı yerleştirilmiş kare kesitli bir kanal içinde akan aşırı soğutmalı kaynayan suda meydana gelen burnout olaylarını görüntülemeye çalışmışlardır. Video görüntülerinden, özellikle ısıtma yüzeyinin yakınında kızgın bölgede baloncukların arttığını, üretilen baloncukların oranı arttığında bu baloncukların birleşerek buhar yastığı tabir edilen adeta uzatılmış bir büyük balon halini aldıklarını ve bu buhar yastığının temel özelliklerinden bir tanesinin

ısıtma yüzeyinde çekirdeklenme bölgesinde meydana gelmesi olduğunu tesbit etmişlerdir. Celata *et al.* (2007) yaptıkları çalışmalarında ise baloncuk dinamiği ve kritik ısı akısı üzerindeki etkilerini görebilmek için dört farklı makroskobik yüzey özelliğindeki ısıtıcıları kullanmışlardır.

1.4. Isı Transfer İyileştirmesi

Enerji ve malzeme tasarrufu konuları ekonomik teşviklerin yanı sıra, daha verimli ısı transferi ekipmanları üretmek için araştırmalara yol açmıştır. (1) Ana yüzey alanını azaltmak (2) ısı transferi kapasitesini artırmak, (3) işlem akımları için sıcaklık farkı yaklaşımını azaltmak ya da (4) pompalama gücünü azaltmak şeklindeki ısıl-hidrolik hedeflerin herhangi birini karşılamak için büyütme tekniklerinin kullanımı dikkate alınabilir.

Genel olarak, bu ısı transfer katsayısında artış anlamına gelir. "Normal" ısı transfer katsayılarını artırmak için girişimler bir asırdan fazla süreyle kaydedilmiştir ve bu konuda geniş bir bilgi deposu bulunmaktadır.

İyileştirme teknikleri ya hiçbir doğrudan harici güç uygulaması gerektirmeyen pasif yöntemler, ya da harici güç gerektiren aktif yöntemler olarak sınıflandırılabilir. Her iki tür tekniğin etkinliği, tek fazlı serbest konveksiyon kaynamadan dağınık akış film kaynamaya kadar değişebilen, ısı transferi şekliyle yakından alakalıdır.

1.5. İki Fazlı Akış Isı Transfer İyileştirmesi

Pasif ve aktif büyütme tekniklerinin havuz kaynama ve akış kaynama / buharlaşma için etkili olduğu bilinmektedir. Çoğu teknikler çekirdek kaynama için geçerlidir; ancak bazı teknikler geçiş ve film kaynamaya uygulanabilir.

Faz-değiştirme ısı transfer katsayılarının nispeten yüksek olduğunu belirtmek gerekir. İki akışkanlı bir ısı değiştirici içinde esas termal direnç genellikle faz-değiştirme gerçekleşmeyen akışkan tarafında yer almaktadır. Vurgu genellikle tek fazlı akış güçlendirme üzerindedir ancak toplam performansta belirgin bir iyileşme iki fazlı akımı artırma ile elde edilebilir.

Yüzey malzemesi ve yüzey, çekirdek ve geçiş havuz kaynama üzerinde güçlü bir etkiye sahiptir. Düz yüzeyler üzerinde çekirdeklenmenin kontrolü kolayca gerçekleştirilemez. Buna göre, kaynama araştırmalarının ilk günlerinden bu yana, yüzeyin göreceli toplam modifikasyonu yoluyla kaynama eğrisinin yerini değiştirmek için girişimde bulunulmuştur. Bu hedef, uzun yıllar boyunca, düşük sarmal kanat şeklindeki alan artışı ile basitçe gerçekleştirildi. Sonraki eğilim ise kaynama sürecinde temel bir değişiklik ile çekirdek kaynama özelliklerini geliştirmek için yapı yüzeyleri üzerine olmuştur (Webb 1981).

Esas ilgi durumu boru içinde kaynama veya buharlaşmadır. Süreç ve güç uygulamalarının her ikisi de tek boru çalışmalarından doğrudan faydalanmaktadır. Diğer bir deyişle, akışın tanınan ve sabit olduğunu varsayarsak tekli ve çoklu kanallar arasında hiçbir fark yoktur.

Isı transferinin çeşitli şekillerinin iyileştirilmesi için birçok teknikler mevcuttur. Taşınım mekanizması ile ilgili temel anlayış büyüyor, ama daha da önemlisi, tasarım korelasyonları kuruluyor. Isı transferi iyileştirme gerçekten özellikle kaynama içeren endüstriyel ısı eşanjörlerinde yaygın kullanılır halde bir ikinci nesil ısı transferi teknolojisi haline gelmiştir.

Biz de çalışmamızda kanal içerisine 10 mm ve 15 mm adımlarında iki farklı yay elemanı yerleştirerek akışı türbülansa geçirmeyi hedefledik.

1.5.1. İki fazlı akış ısı transfer iyileştirmesinin katmanlaşmaya etkilerini inceleyen araştırmalar

Bergless (1988) helisel tekrarlanan kaburga (düz diş) tüplerin R-12 buharlaşmasında yerel ısı transfer katsayılarını yüzde 100'e kadar arttırdığı tespit edildiğini bildirmiştir. Dryout ısı akısı 200 oranında artmıştır.

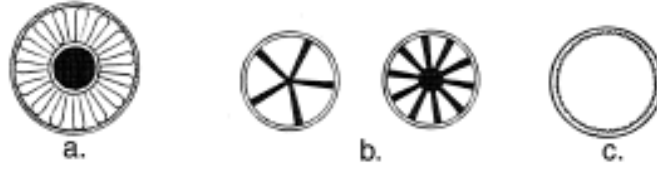
Kritik ısı akısını artırmak için helisel olarak sarılmış tel uçlar kullanılmıştır. Sadece yüzde 25 bir basınç düşüşü artışı ile kritik ısı akısındaki artışların yüzde 50'ye kadar çıkmıştır.

Önemli bir güç uygulamasında, tek geçişli bir kazanda nazik bir bükülme ile geniş aralıklı helisel dişler dryout (buharlaşıp kuruma) ısı akısını önemli ölçüde artırmıştır. Olası mekanizma halkasal sıvı filminin kısmi rotasyonu yoluyla dengede tutulmasıdır. Süperkritik suyun psödo-film (sözde-film) kaynaması benzer bir işlem olup, dolayısıyla, bu oluklu boruların bu durumu bastırıyor olması şaşırtıcı değildir. Post-dryout veya buğu-akış film kaynama bölgesinde ısı transferi katsayıları pürüzlülük ile artar.

Ya entegral veya ekli iç kanatlı çok sayıda boru soğutucu evaporatörler için kullanılabilir. Orijinal konfigürasyonlar sıkıca paket edilir, bakır, ofset şerit kanat uçlar bakır boruya lehimlenir veya alüminyum, yıldız şeklindeki uçlar boru uç üzerine çekilerek sabitlenir. Örnekler Şekil 1.1'de gösterilmiştir. Tipik buharlaştırıcı koşulları için ortalama ısı transfer katsayıları (aynı çaptaki pürüzsüz boru yüzey alanına oranla) yüzde 200 e kadar artmıştır. Bu şekilde temsil edilen entegral kanatlar küçük olsa da, eğilim daha çok sayıda ve hatta daha küçük kanatlar yönünde olmuştur.

Tipik bir "mikro-kanat" boru kesit görünümü Şekil 1.1'de yer almaktadır. Ortalama buharlaşma kaynama katsayısı yüzde 30-80 artmıştır. Basınç düşümü azdır, yani basınç düşmesinde daha düşük oranda artışlar görülmektedir. Olağanüstü termal-hidrolik performans artan yüzey alanı, film türbülans seviyesindeki artış, film dryout gecikmeleri ve akış düzeni değişmesi ile ilgilidir. Bu borular mikro-gravite durumları

için de umut vaat ederler, yerel ivmenin azalmış seviyelerinde bile, küçük kanatlar ile ilişkili kılcal güçler olumlu bir akış düzenini teşvik ederler.



Şekil 1.1. Soğutucu evaporatörler için iç-kanat boruları
(a) şerit kanat uç, (b) yıldız şeklinde uç, (c) mikro-kanat.

Bükülmüş-şerit uçlar genellikle, füzyon reaktörü bileşenlerin soğutmasında karşı karşıya kalınabileceği gibi, dayatılan yüksek ısı akılarında (10^7 - 10^8 W/m²) aşırı soğutulmuş kaynama için burnout ısı akısının arttırılmasında da kullanılırlar. Burnout ısı akısında yüzde 200'e varan artışlar elde edilmiştir. Basınç 2 MPa ın üzerinde arttıkça, ne yazık ki bükülmüş bantın büyütme operasyonu hızlı bir şekilde düşmüştür. Bir başka sorun duvar bant ara yüzeyinde ısıtılan duvarın sanal yalıtımı ile burnout durumunun artmasıdır.

R-113 ün buharlaşması için yerel ısı transfer katsayıları bükülmüş-şerit uçlar ile %90'a kadar varan oranda arttırılmıştır. Dryout ısı akısında genel olarak bir artış görülmektedir, çünkü dönen akış çekirdek damlacıklarını boru duvarına santrifüjler.

Damlalardaki merkezkaç kuvvetinin etkisi sis akış (veya dağınık akış) film kaynama halinde oluşmuştur. Hem tüp boyunca bazı noktalardaki klasik dryout için, ve hem de boru girişindeki dryout için duvar sıcaklığında azalma olmuştur.

Sarımlı-boru jeneratörlerin yüksek ısı transferi performansı yanı sıra kompaktlık avantajları vardır. Mütevazı iyileştirmeler ile eksenel yönde yerel, çevreselde ortalama, ısı transfer katsayıları, özellikle bobin çapı küçük olduğunda elde edilebilir.

Pürüzlü yüzeyler öncelikle filmde türbülans oluşturarak yoğuşmayı artırmaktadır. Dikey borular üzerindeki buhar yoğuşması için ortalama ısı transfer katsayıları, yüzeydeki tırtıklar sayesinde, neredeyse iki katına çıkabilmektedir. Yatay borularda R-11 için yoğuşma katsayılarının düz boru değerlerinin dört beş katı olduğu tespit edilmiştir. İyileşmenin bir kısmı, tabii ki, yüzey alanının artması nedeniyledir.

Yüzey çıkıntıları yoğuşmayı büyütmek için kullanılmaktadırlar. Su ısıtıcısı kazanlar için kullanılan bütünleyici alçak kanat borular, aynı zamanda yatay boru kondenser için de kullanılırlar. Bu kanatlar normalde düşük yoğuşma katsayılarına sahip soğutucular ve diğer organik sıvılar ile kullanılırlar, ancak düşük yüzey geriliminden dolayı yoğuşma drenajında da etkin bir şekilde kullanılırlar.

Kanat profili Gregorig etkiden tam olarak yararlanmak için matematiksel analizlere göre değiştirilebilir, bu sayede yoğuşma ağırlıklı olarak dışbükey sırtların üstlerinde gerçekleşir. Yüzey gerilim kuvvetleri daha sonra taşmış yoğuşan akışkanı içbükey oyuklara çeker. Ortalama ısı transfer katsayısı, eksensel olarak homojen film tabakası kalınlığı için olduğundan daha büyüktür.

İçten oluklu ve tırtıllı borular incelenmiş ve ortalama ısı transfer katsayıları konfigürasyonların bazıları için artırılmıştır, bununla birlikte, ilave gelişmelerin, geometrileri optimize ederek gerçekleştirilebileceği görünmektedir.

Sarmal tekrarlanan dişler kullanıldığı zaman, tam yoğuşma için ortalama katsayıların pürüzsüz boru değerlerinin üzerinde yüzde 80 arttığı tespit edilmiştir. Pürüzlülüğün uç bir durumu için, derin spiral oluklu boruların katsayılarının aynı maksimum iç çaptaki düz boruların yüzde 50 üzerinde olduğu tespit edilmiştir.

Geleneksel iç-kanatlı borular buhar ve diğer sıvıların yoğuşturulması için kullanılmaktadır. Kanatlar oldukça uzun ama sayıca çok azdır ve düz veya spiral olabilir. Tam yoğuşma için ortalama yoğunlaşma katsayılarında yüzde 150 üzerinde

artış gözlenmiştir. Isı transferi ve basınç düşümünün her ikisi için tasarım korelasyonları geliştirilmiştir.

Mikro-kanatlı borular da tüp içinde yoğunlaşmada başarıyla uygulanmıştır. Buharlaşma durumunda olduğu gibi, önemli ısı transferi iyileşmesi basınç düşüşünün az bir oranda artması karşılığında elde edilmektedir. Boruları geniş bir yelpazede test ederek, örneğin, geometri, daha fazla kanat, daha uzun kanat ve daha keskin uç için bazı kurallar önermek mümkün olmuştur

Bükülmüş-şerit uçlar, buhar veya R-113 da tam yoğunlaşma için ısı transfer katsayılarında oldukça mütevazı artışlara sebep olmuştur. Basınç kaybı artışları geniş ısılatılmış yüzey nedeniyle büyüktür. Sarmal borulu kondenser ortalama ısı transfer katsayısında mütevazı bir iyileşme sağlamaktadır.

1.6. Tezin Amacı ve Kapsamı

Enerji kaynaklarının sürekli olarak azaldığı ve giderek daha pahalı elde edildiği günümüzde alternatif enerji kaynaklarının geliştirilmesi ve yaygınlaştırılması üzerine bilimsel ve siyasi çalışmalar yoğun bir şekilde devam etmektedir. Bugün Birleşmiş Milletler Kalkınma Programı Küçük Destek Programı (UNDP/SGP) ve AB destek programları enerji tasarrufuna yönelik projelere önem vermektedir. Enerjinin daha etkili ve verimli bir şekilde kullanılması da bugün için alternatif enerji kaynağı olarak görülmektedir. Bu kapsamda ısı transferini iyileştirmeye yönelik çalışmalar da enerji ekonomisi açısından dikkate alınması gereken çalışmalardır. Isı transferi iyileştirme yöntemleri genel olarak “pasif”, “aktif” ve “karma” yöntemler olarak sınıflandırılmaktadır.

Bir kanal içerisinde sürekli akan bir akışkanın akım şartları sürekli durumdan çok az değiştirildiğinde akım başka bir sürekli duruma asimptotik olarak yaklaşıyorsa bu akıma kararlı akım, akım başka bir sürekli duruma asimptotik olarak yaklaşmıyor ya da akımın debi, basınç, sıcaklık gibi hidrodinamik ve ısı özelliklerinde periyodik salınımlar yani

osilasyonlar meydana geliyorsa bu akıma da kararsız akım adı verilmektedir. Zorlanmış konveksiyonlu kaynamalı termal sistemlerin dinamik davranışları hakkında bilgi sahibi olmak, bu sistemlerin lokal ve global kararlılıklarını anlamak açısından çok önemlidir. Kararsızlık olayları ile nükleer reaktörler, buhar kazanları, özel ısı değiştiricileri, soğutma sistemleri, buhar üreteçleri gibi iki fazlı akışların söz konusu olduğu endüstriyel uygulamalarda sıkça karşılaşılabilmektedir. Kaynamalı iki fazlı akışlardan kaynaklanan değişik tipli kararsızlıklar yukarıda bahsedilen endüstriyel uygulamaların dizayn ve işletme aşamalarında dikkate alınmalıdır. İçerisinde sıvı akışkanın ısıtıldığı ve kaynamaya başladığı bütün sistemlerde geri besleme (feed back) mekanizmaları ile oluşan katmanlaşma ve kararsızlıklar; sistemde kontrol problemlerine, kaynama krizlerine, mekanik titreşimlere ve özellikle nükleer santrallerde yakıt donanımlarında bulunan boru cidarlarının termal yorulmalardan dolayı deforme olarak bünyelerindeki radyoaktif malzemenin çevreye yayılmasına neden olacağından bu sistemlerin tasarım ve dizaynında dikkatle incelenmesi gereken bir problemdir.

Katmanlaşma kanal geometrisi, basınç, debi, sıcaklık gibi işletme ve sınır şartları ile değişmektedir. Ancak tüm bu değişkenlikleri parametre olarak dikkate alarak yapılacak deneysel çalışmalar ya sınırlı kalacak ya da hepsini gerçekleştirmek oldukça fazla zaman ve deneysel maliyeti beraberinde getirecektir.

İki fazlı akış ile ilgili araştırmalar daha çok düşey boru/kanallar üzerinde yoğunlaşmıştır. Bu tez ısı transferi iyileştirmesinin yatay borulardaki iki fazlı akış rejimlerine ve iki fazlı akış katmanlaşmasına etkisini incelemek amacıyla hazırlanmıştır. Deneysel çalışmalarda kullanılan sistem Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü Isı Transferi laboratuvarında bulunan ve daha önce çeşitli deneysel araştırmalarda kullanılan bir iki fazlı akış sistemidir. Daha önce bu sistem kullanılarak yapılan araştırmaların bir kısmında iş yapan akışkan olarak R-11 akışkanı kullanılmış ve kararsızlıklar çalışılmıştır. İş yapan akışkan olarak R-11 akışkanının kullanılmasının nedeni: (a) bağıl olarak düşük kaynama noktasına sahip olması, (b) bağıl olarak düşük buharlaşma gizli ısıya sahip olması, (c) suyla benzer tortu karakteristiklerine sahip olmasıdır.

Yatay borularda iki fazlı akış kararsızlıklarını inceleyen çalışmaların birçoğunda da özellikle düşük basınçlı sistemlerde, bu nedenlerle, çeşitli soğutkanlar R11, R113 vb. kullanılmıştır. Bilimsel gelişmeler sonucunda, iş yapan akışkan olarak kullanılan R11 soğutkanının, yüksek ozon tüketme potansiyeli ve yüksek global ısınma potansiyeli nedeniyle uluslararası organizasyon ve antlaşmalar sonucu belirli bir program çerçevesinde Türkiye dahil birçok ülkede üretimi ve kullanımı yasaklanmıştır. Yapılan bazı araştırmalarda iş yapan akışkan olarak su kullanan sistemler olmasına rağmen endüstriyel cihaz tasarımı ve sistem çalışması için yeterli deneysel sonuçların olduğu söylenemez. Bu nedenlerle, deney düzeneğinde yeni bir iş yapan akışkan kullanımı zorunluluğu doğduğundan suyun kullanılmasına karar verilmiş ve tez çalışmalarında su-buhar iki fazlı akış katmanlaşması incelenmiştir. Bu tezin bilimsel bilgi birikimine şu noktalarda katkı yapması umulmaktadır:

1. İki fazlı akış içeren yatay borulu evaporatörler ve ısı değıştircilerin katmanlaşma sonucu oluşabilecek burn-out, ısıl yorulma, titreşim ve arızaların oluşmasına meydan vermeyecek tasarımının yapılması, çalışma koşullarının buna göre belirlenmesi büyük önem taşımaktadır. Burnout olayı; geometriye (boruların uzunluğu, çapı), çalışma koşullarına (basınç, giriş sıcaklığı, akışkanın hızı, sisteme verilen ısı vs.) ve sınır koşullarına (eksenel ısı akısı dağılımı) bağlıdır. Bu nedenlerle bu parametrelerin katmanlaşmaya olan etkisinin araştırılması çok önemlidir.
2. İki fazlı akış kararsızlıkları ile ilgili literatürde birçok çalışma bulunmasına rağmen, hem bizzat katmanlaşma hem de ısı transfer iyileştirmesinin katmanlaşmaya etkisini inceleyen araştırmalar sınırlı sayıdadır. Farklı türbülatorler kullanılarak yapılacak çalışmanın bu konuya önemli katkı yapacağı düşünülmektedir.
3. Şu ana kadar R11 soğutkanıyla yapılan çalışmalardan üretilen yurtiçi ve yurtdışı makale/bildirilerimizde sunulan sonuçların iş yapan akışkan olarak su kullanılmasıyla elde edilecek sonuçlarla karşılaştırmasına olanak verecektir.

2. KURAMSAL TEMELLER

Buhar kazanlarında ve buharlaştırıcılarda kaynama, genellikle ya daldırılmış borunun dış yüzeyinde ya da akışkan akışı boru boyunca olduğunda borunun iç yüzeyinde meydana gelir. Önceleri borular yatay yönlüydü, daha sonraları yatay veya dikey oldu. Her iki durumda da ısı transferi miktarı doğal olarak normal zorlanmış konveksiyondan çok daha büyüktür ve kaynamalı sistemlerdeki ısı transfer katsayısını belirleyebilmek için farklı korelasyonlar gerekmektedir.

Kaynayan bir akışkan, buhar ve su gibi iki fazın karışımından meydana gelir. Böyle bir akışkan boru boyunca akarken, bulunan buhar ve suyun debisine ve izafi miktarlarına bağlı olarak, bir takım farklı akış rejimleri meydana gelebilir. Bu nedenle iki fazlı akış tek fazlı akıştan çok daha komplekstir ve kaynayan akışkanın dağıtım ekipmanındaki basınç düşümlerini hesaplayabilmek için özel metotlara ihtiyaç vardır.

Buhar kazanları ve buharlaştırıcıların termik ve hidrolik analizinde kullanılan korelasyonlar bu bölümde sunulmuştur.

2.1. İki Fazlı Akış

İki fazlı akış pek çok farklı fenomene verilen genel bir isimdir. Bu anlamda bir tanımlama belki şöyle verilebilir: Farklı yoğunluklardaki iki maddenin aynı sistemde eşzamanlı olarak denge halinde veya denge hali dışında var olması durumudur. Gaz-katı, sıvı-katı, gaz-sıvı ve buhar-sıvı akışları en yaygın olarak görülen örneklerdir. Buhar-sıvı akışı bu çalışmada ilgilenilen esas konu olacaktır.

Buhar-sıvı akışı, sıvının ısıtılıp sistemde kaynamanın gerçekleşmesiyle meydana gelir. Böylece iki faz aynı kimyasal düzene sahiptir. Taşınım mekanizmasına göre kaynama iki kategoride sınıflandırılabilir; havuz kaynama ve konvektif kaynama. Her ne kadar

havuz kaynama karakteristiğine sıklıkla başvurulsa da bu çalışma konvektif kaynama üzerine yoğunlaştırılmıştır.

Konvektif kaynama akış şartlarına göre iki (özne)ye ayrılabilir, dış ve iç akış. Dış akış düz veya eğri ısı transfer yüzeyi üzerinden olan akışkan akışı için tanımlanır. İç akış, akışkanın etrafı kapalı, dairesel tüp veya herhangi başka kesit geometrisindeki kanal, hacminden geçmesi durumudur. Bu çalışma dairesel tüp boyunca akan iç akışla sınırlıdır.

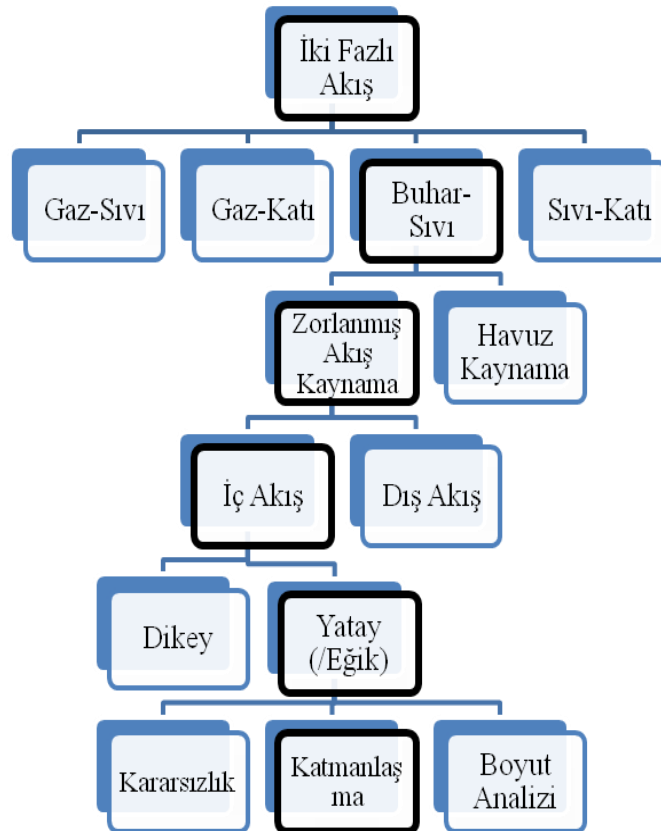
Konvektif kaynama ısı transferi, tek fazlı akış ile karşılaştırıldığında iki fazlı akışın yüksek ısı transfer katsayısına sahip olması dolayısıyla modern endüstride çok dikkat gerektirir.

Ancak, sistem içinde kaynamanın meydana gelmesi her zaman tercih edilen bir durum değildir, çünkü normal şartlar altında çok fazla baloncuk cidara tutunacak ve buhar yastığı oluşacaktır. Kaynama ısı transferinde bu durum burnout (yanma) ve bu anda uygulanan ısı akısı da kritik ısı akısı (CHF) olarak adlandırılır. Buhar fazının zayıf ısı transfer karakteristiklerinden dolayı ısı transfer oranı dikkat çekici şekilde azalacaktır. Debiyi artırmak, akış momentumu buhar yastığını yüzeyden yıkayarak uzaklaştıracağı için yukarıdaki problemten korunmada yardımcı olabilir (yüksek debide aynı zamanda akışkan da ısınmak için daha kısa zamana sahip olacaktır). Başka bir yöntem ise dönmeli akış üreteçleri kullanarak türbülans oluşturmaktır ki buradaki sorun ise bir miktar basınç düşümü yaşanması durumudur. Tezimizde başvuracağımız yöntem dönmeli akış üreteçleri kullanarak buhar yastığı oluşumunun önüne geçmeye çalışmak olacaktır.

Tüp içerisinde kaynama olmasında başka bir belirsizlik de fazlar ve çevreleri arasındaki etkileşimin sonucu olarak muhtemel akış osilasyonlarının (salınım) meydana gelmesidir.

İç akışın bir başka sınıflandırması için akış yönü dikkate alınır. Dik akış bunlardan biri ki burada iki fazlı akış, tüpü akış aşağı veya akış yukarı geçer; oysa yatay akış veya eğik akış akışkanın, tüpü yatay veya yatay hatla ilgili bir açıda geçmesi durumuna bağlıdır. Dik akışta, yerçekimi akışkan partiküllerine hareketlerinin yönüne paralel etki eder ve tüp boyunca herhangi kesitli düzlemlerde de dikeydir. Böylece akış tüpün eksenine göre simetriktr.

Ancak yatay akışta durum farklıdır. Yerçekimi akışkan partiküllerine akış yönlerinin enine doğru etki eder, daha ağır partikülleri tüpün dibine doğru çekmeye yöneltir, böylece daha hafif partiküller tüpün üstüne ayrılır. Bu çalışmanın ana konusu yalnızca budur. Bundan dolayı bu tez yatay boru içi konvektif kaynama sisteminde katmanlaşma fenomeniyle ilgileniyor. İki fazlı akış sınıflandırması Şekil 2.1’de verilmiştir. Bu çalışmada değinilecek konular koyu renk kutularla çevrilmiştir.



Şekil 2.1. İki fazlı akışların genel sınıflandırılması (Ding 1993; Karagöz 2007)

Isıtıcı tüp boyunca basınç düşümü $\Delta P = P_{\text{giriş}} - P_{\text{çıkış}}$ ve kütle akısı $\dot{m}$ arasındaki ilişki sistemin kararlı hal karakteristikleri olarak adlandırılır. Bazı araştırmacılar tarafından da iç karakteristikler olarak adlandırılmıştır. Pompa boyunca basınç düşümü $\Delta P = P_{\text{sistem}} - P_{\text{giriş}}$ ve kütle akısı $\dot{m}$ arasındaki ilişki sistemin pompa karakteristikleri olarak adlandırılır. Bu da dış karakteristikler olarak da adlandırılır. Pompa karakteristikleri daima negatif eğilimlidir, kullanılan pompanın özelliklerine bağlı olarak çok dik veya düz olabilir.

İki faz akış sistemlerinde katmanlaşma çalışılırken, öncelikle kararlı hal (iç) karakteristik eğrilerinin bulunmasına ihtiyaç vardır. Herhangi bir sisteme ait sonsuz sayıda eğri vardır ve bu geleneksel tekniklerle yapılan sonlu sayıdaki deneyler vasıtasıyla bunların tamamını ortaya çıkarmak neredeyse imkânsızdır.

2.2. İki Fazlı Akış Rejimleri

2.2.1. Katmanlaşma

Yatay/eğik akış kanallarında katmanlaşma hem kaynamalı hem de kaynamasız sistemlerde görülebilir. Fazların ayrışmasında yer çekimi kuvveti esas rolü oynar.

Kaynamasız sistem

Araştırmaların çoğu hava-su buharının, şeffaf boru malzemesi kullanılarak yapılmış, yatay/eğik tüpe enjeksiyonuyla gerçekleştirilmiştir. Bu durum araştırmacılara duvar boyunca tüp içinde akış modeli çeşitliliğini gözler önüne serme avantajı verdi. Katmanlaşma fenomeni akış modeli değişimiyle yakından ilişkilendirildiği için dikey ve yatay kanalların her ikisinde de akış modeli tanımlama ve sınıflandırma konusunda üzerinde çalışmalar yapılmıştır.

İnanılıyor ki iki fazlı akış konvektif kaynamada ısı transferi mekanizması akış sisteminde meydana getirilen akış modeli ile yakından ilişkilidir. Hosler (1968) in dikkat çektiği gibi iki fazlı akışta akış modelini bilmek tek fazlı akışta akışın türbülanslı mı yoksa laminar mı olup olmadığını bilmekle benzer şeydir (Ding, 1993). Deney düzeneklerindeki sınırlandırmalardan dolayı ısıtılmış kanal boyunca akış modelinin gözle gözlemlenmesi imkânsızdır, bu sahadaki pek çok çalışma gaz-sıvı (hava-su gibi) iki akışkanın şeffaf kanal boyunca akıtılmasıyla yapılmıştır.

Kaynamalı sistem

Kaynamalı sistemlerde katmanlaşma “burnout” diye adlandırılan fenomenle yakından ilişkilidir, ısıtılan kanal içerisindeki akış katmanlaştığında en üst yüzey yoğunluğun düşmesiyle daima buhar fazda akışkanla temas halindedir. Buhar fazı emsali olan sıvı fazına göre daima daha düşük ısı transferi karakteristiklerine sahiptir. “Burnout” için tanımlama farklı ısıtma şartlarındaki sistem konuları kadar çeşitlidir.

Yüzey ısı akısı kontrol edilen bir sistem için (örneğin elektriksel ısıtma ile), burnout sistem parametrelerinden birinin değişmesi sonucunda (örneğin ısı akısı, kütle akısı, sıvı sıcaklığı gibi) yüzey sıcaklığının aşırı (oransız) yükselmesi durumu olarak açıklanır. Pek çok ısı akısı kontrollü deneylerde bulunmuştur ki burnout ilk defa test bölgesi çıkışında meydana gelir (France 1973).

Yüzey sıcaklığının kontrol edildiği bir sistem için (örneğin ısıtılan akışkan cidarın diğer yüzünde), burnout sistem parametrelerinden birinde (yüzey sıcaklığı gibi) küçük artan değişimler olmasının bir sonucu olarak yüzeyde bazı noktalarda yüzey ısı akısında aşırı (orantısız) düşüş olması durumu olarak tanımlanır. Böyle bir sistemde burnout genellikle test bölgesinin orta kısmında meydana gelir (France 1973).

Genellikle ısı akısını artırmak veya debiyi düşürmek test bölgesinin iç kısmına doğru kuru bölgeye (dry patch) sebep olur. Kuru bölgeye özellikle “surge (büyük dalga) akışı”

diye adlandırılan bir akış türü sebep olur, çünkü üst yüzey yalnızca kesik kesik olarak dalgalar veya pluglar veya dördüncü akışkan tarafından ısıtılır.

Temel olarak, test tüpü boyunca üç bölge tanımlanır: ıslak, kısmen ıslak ve kuru bölge. Islak bölgede ısı duvardan akışkana konveksiyonla transfer edilir. Akışkan akışı akış aşağı olduğu için entalpisi artar. Eğer ısıtılan yüzey sıcaklığı akışkanın doyma sıcaklığını geçerse, tüp duvarında kaynama başlar. Bu kaynama prosesi ısı transferini şöyle bir yolla iyileştirir ki tüpün iç yüzeyindeki sıcaklık kaynama noktasına kadar yaklaşık olarak sabit kalır. Böylece, ısıtılan yüzey ıslak olduğu sürece, maksimum duvar sıcaklığı akışın doyma sıcaklığından önemsiz bir değerde büyük olur.

Eğer ısıtılan yüzey yeterince ıslak değilse, ısı tüp cidarından doğrudan buhara transfer edilir. Bu bölgedeki ısı transferi (post-CHF) buhar fazının düşük transfer katsayısı dolayısıyla ciddi bir şekilde düşer. Islak tüp cidarıyla birlikte dikkate değer yükseklikte cidar sıcaklıkları beklenir.

Bu iki bölge arasında, kısmi ıslak cidar diye başka bir bölge bulunur. Bu geçiş bölgesinde, buhar test tüpünün üst kısmında, sıvı alt kısmında akar. Kaynama noktası, ıslak ve ıslak olmayan duvar sınırında meydana gelir, böylece tüp çevresinin üstünde ve mutlak tüp uzunluğu boyunca elips şeklinde yayılır.

Pek çok özellik değişimi için alt cidar sıcaklığı yaklaşık sabit kalır ve özellikler yaklaşık kuru buhar değerlerine ulaşıncaya kadar yükselmez. Böylece, yatay kaynama tüplerinde, ısı transfer bozulması ilk olarak tüp cidarının üst kısmında meydana gelir, gitgide alt kısma doğru hareket eder.

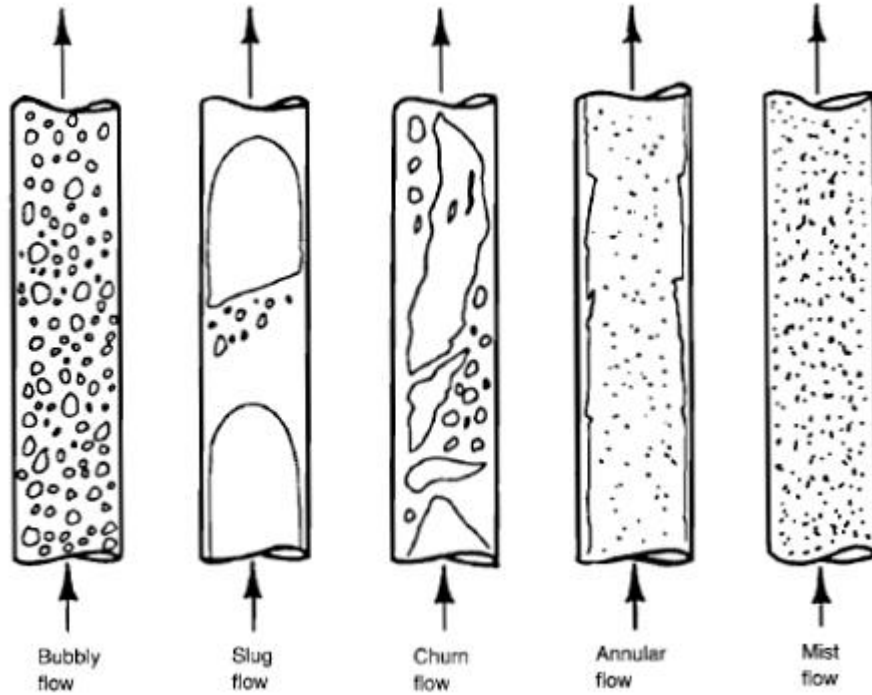
Yatay veya eğimli tüplerde iki faz akış katmanlaşması yalnızca ağırlıktan dolayı olmaz, bazı başka durumlarda, yerçekimi ve santrifüj (merkezkaç) kuvvetler gibi kütle kuvvetleri akışkan partikülleri üzerine akış yönüne paralel olmayan bir yönde etki ettiğinden de olur.

Bir gaz-sıvı karışımı dairesel bir boru içinden akarken, buhar fraksiyonu, akış hızı ve boru yönüne bağlı olarak, bir dizi farklı akış rejimleri ortaya çıkabilir.

Dikey borular için Şekil 2.2 de gösterilen akış rejimleri görülmektedir.

Baloncuklu (Bubbly) akış: düşük buhar fraksiyonlarında buhar kabarcıkları sürekli bir sıvı faz içinde dağılmış bulunmaktadır.

Slug akış: Orta derecede buhar fraksiyonları ve nispeten düşük akış oranlarında, daha küçük olan baloncuklar dağılmış olabildikleri için, sıvı slugları ile ayrılmış tüp içinden büyük kurşun şeklinde buhar kabarcıkları akar. Süzgeçli (filtreli) cezve bu tür akış için örnek teşkil etmektedir.



Şekil 2.2. Dairesel dikey borularda iki fazlı akış rejimleri

Çalkantılı (Churn) akış: Yüksek akış hızlarında, slug akış kararsız hale gelip parçalanmadan önce büyük buhar kabarcıkları oluşur ve bir salınım veya çalkalanma sonucunda, tüp içinde sıvı hareketi yukarı ve aşağı doğru olur.

Halkasal (Annular) akış: Yüksek buhar fraksiyonları ve yüksek akış hızlarında, buhar borunun merkezinde daha yüksek hızda akarken, sıvı boru duvarı boyunca film şeklinde akar. Küçük sıvı damlacıkları genellikle buhar faz içerisine saçılır ve buhar kabarcıkları da sıvı film içerisinde dağılır. Yeterince yüksek sıvı akış hızlarında, buhar fazında saçılan damlacıklar geniş sıvı şeritleri veya demetleri oluşturmak için birleşirler. Yüksek kütle akısına sahip akımların karakteristiği olan bu durum, ince halkasal akım olarak da adlandırılır.

Puslu (Mist) akış: Çok yüksek buhar fraksiyonlarında sıvı faz tamamen, sürekli buhar fazı içerisine saçılmış damlacıklar şeklinde bulunmaktadır.

Yatay borularda ise durum yerçekimi kuvvetinden kaynaklanan, akışın katmanlaşması, nedeniyle biraz farklıdır. Şekil 2.3’de resmedilen akış rejimleri gözlenmektedir.

Baloncuklu (Bubbly) akış: Akış modeli, kabarcıkların borunun üst kısmında yoğunlaşması eğilimi dışında dikey borulardakine benzemektedir.

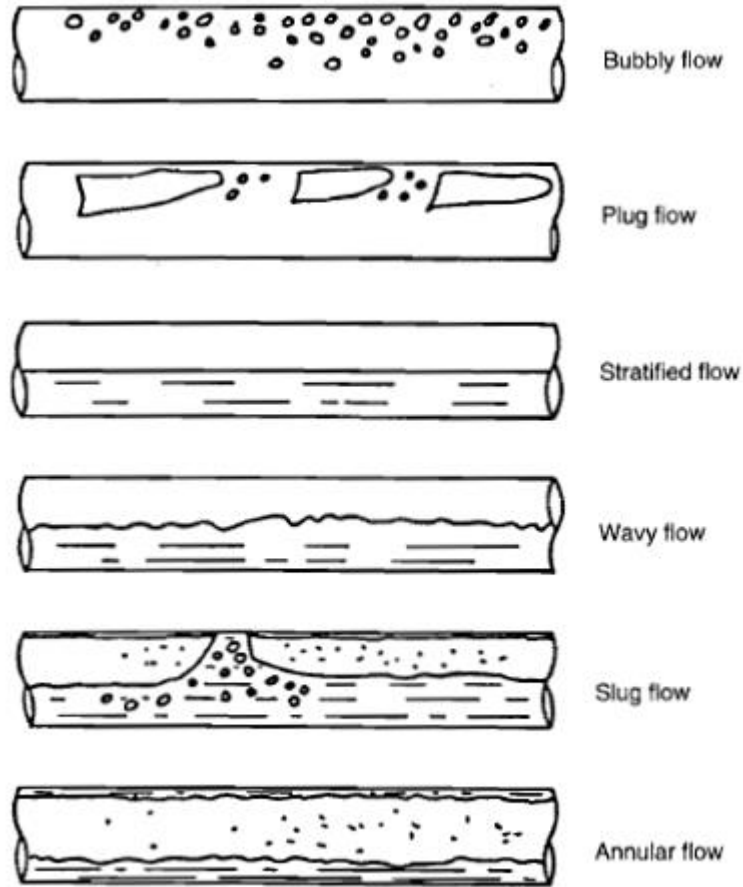
Plug akış: Akış modeli dikey borulardaki slug akışa benzer, fakat kurşun şekilli kabarcıklar borunun üst yüzeyine daha yakın akma ve boru kesitini daha az işgal etme eğilimindedir.

Katmanlı (Stratified) akış: İki faz tamamen tabakalanmıştır, sıvı borunun alt yüzeyi boyunca akar ve buhar ise üst yüzey boyunca akar.

Dalgalı (Wavy) akış: Yüksek buhar hızlarında tabakalı akışta, sıvı yüzeyinde bu akış rejimini karakterize eden dalgalar oluşur.

Slug akış: Bu rejimde, boru boyunca aralıklı olarak sıvı slugları geçer. Sluglar bütün boru kesitini işgal eder ve sıvıya köpüklü bir karakter veren çok sayıda sürüklenen buhar kabarcıkları içerir.

Halkasal (Annular) akış: Akış modeli sıvı film kalınlığının borunun alt cidarında üst cidarından büyük olması dolayısıyla düzgün olmayan olması dışında dikey borulardaki halkasal akış ile benzerdir.



Şekil 2.3. Dairesel yatay borularda iki fazlı akış rejimleri

2.2.2. Kararsızlıklar

İki faz akış kararsızlıkları üzerine çalışmalar 1938'e kadar görülmüyor, Ledinegg (1938) ısıtılmış kanallarda bir seri deney yaptı. Buldu ki, belirli hal (certain condition) durumunda, sistem basınç düşümüne karşı akış oranının kararlı hal karakteristik eğrileri, her zaman negatif eğimli olan tek fazlı akışla karşılaştırıldığında, belirli akış dizisi içinde negatif eğimlidir. Akış oranı (debi) basınç düşümünün tek-değer fonksiyonu olmadığı için bir kararlı hal işletme noktasından bir başkasına akış sapması meydana

gelmektedir. “Ledinegg kararsızlığı” olarak adlandırılan bu akış sapması fenomeni statik kararsızlık olarak sınıflandırılır (Ding1993).

Kırklardan ellilerin başına kadar olan periyotta birkaç araştırma bildiriliyor. Ellilerin sonu ve altmışlar boyunca yüksek güç yoğunluk boylerleri, uzay programları ve nükleer güç santrallerinin (kaynayan su reaktörlü... vs.) ortaya çıkmasıyla birlikte pek çok araştırmacı tarafından iki faz akış çalışmalarına giderek artan bir ilgi gösterildi.

Stenning and Veziroğlu (1965) R-11 ile yaptıkları deneylere dayandırdıkları sonuçları özetlediler ve üç farklı tip dinamik kararsızlık ileri sürdüler. Birincisi *yoğunluk-dalga salınımları* olarak adlandırıldı ve alternatifli olarak yüksek ve düşük yoğunluk karışımlarıyla ısıtılmış kanal boyunca gezinen akışkan dalgalarıyla tanımlandı. İkinci tip kararsızlık *basınç-düşümü tipi salınımlardır* ve basınç, cidar sıcaklığı ve debideki genlik salınımlarının geniş ölçeğini tanımlar. Bu tip osilasyonun ortaya çıkması için gerekli bir şart test bölgesinin girişine yerleştirilmiş sıkıştırılabilir bir hacmin varlığı veya uzun test boru sistemidir. Üçüncü tip, *ısl salınımlar*, sıvı filminin kararsızlığıyla alakalı gibi görünüyor (Ding 1993).

Yoğunluk-dalga tipi salınımlar

Dinamik iki faz akış kararsızlıklarının sanayide en yaygın olarak karşılaşılan tipi yoğunluk-dalga salınımlarıdır. Bu tür salınımlar kinematik dalga-yayılm fenomeniyle ilişkili oldukları için, “akış-boşluk geri besleme kararsızlıkları” adı kullanılıyor veya taşınım gecikmeleri önemli olduğundan dolayı alternatif bir tabir olarak “zaman-gecikme salınımları” da kullanılıyor. Bu salınımlar “yoğunluk-dalga salınımları” olarak adlandırılıyor. Çünkü salınımların periyodu bir yoğunluk-dalga'nın gözetim altında sistem boyunca yol alması için gereken zamandır. Yoğunluk-dalga salınımlarının oluşmasındaki esas faktör farklı yoğunluklardaki iki bileşenin varlığıdır ve belki de farklı özelliklerdeki karışımdır.

Yoğunluk-dalga salınımlarının temeli ve mekanizmasının tanımı Gurgenci (1982) tarafından yapıldı (Ding 1993).

Basınç-düşüm tipi salınımlar

İkinci önemli dinamik iki fazlı akış kararsızlığı Stenning ve Veziroğlu (1965) tarafından tanımlanmış olan basınç-düşüm tipi osilasyonlardır. Basınç-düşüm tipi osilasyonların oluşması için sıkıştırılabilir hacim gereklidir. Bu sıkıştırılabilir hacim Stenning and Veziroğlu (1965) ve çeşitli başka araştırmacıların da kanıtladığı gibi bir taşma (dalgalanma) tankı ile ısıtılan kanalın dışında oluşturulabileceği gibi, Maulbetsch and Griffith (1966) tarafından söylendiği gibi uzun test bölgelerinde ($L/d > 150$) içten sıkıştırmayla da sağlanabilir. Veziroğlu ve Kakaç (1983) tarafından dikkat çekildiği gibi dıştan meydana getirilecek sıkıştırılabilir hacimlerde sistem kararlılığını sağlayabilmek için test bölgesi ile sıkıştırılabilir hacim arasında kısılma vanası kullanılması gerekir. Fakat içten sıkıştırmada iç kısılma, ne kadar geniş de olsa, sistem kararlılığını sağlamaz.

Termal osilasyonlar

Yoğunluk-dalga tipi, basınç-düşüm tipi ve ses osilasyonları dinamik iki fazlı akış kararsızlıklarının en genel tipleridir. Ancak, akış kararsızlıklarının iki fazlı akış sistemleriyle ilişkilendirilebilecek başka pek çok tipi vardır. Bunlardan biri de Stenning and Veziroğlu (1965), Veziroğlu ve Kakaç (1980) tarafından tanımlanan termal osilasyonlardır. Termal osilasyonlar dinamik kararsızlıkların birleşimidir ve sıvı film kararsızlığı ile ilişkilidir. Bunlar ısıtıcı duvar sıcaklığındaki geniş sıcaklık dalgalanmalarıyla birlikte meydana gelirler. Film kaynama ve geçiş kaynama arasındaki akış salınımları bilinen bir noktadır ve nitekim geniş genlikli sıcaklık osilasyonlarına sebep olur.

Öncelikle sistemin kararlı hal karakteristik eğrilerinin elde edilmesi ve her bir eğrinin spesifik bir ısı akısı koşulunu (şartını/durumunu) temsil ettiği $\Delta P - \dot{m}$ koordinatlarında grafiğinin çizilmesi Ledinegg (1938)'den beri genel bir uygulama halini aldı. Daha

sonra sistem kararsızlıkları iki amacı yerine getirmek üzere çalışıldı. Birincisi, alternatifli olarak değişen faktörlerin, ki bunlar sistem kararsızlıklarını mümkün olan her yolla etkileyebiliyorlar, osilasyon (salınım) genliği, frekans gibi kararsızlık parametreleri üzerine olan etkilerini bulmak. İkincisi, $\Delta P-\dot{m}$ koordinatlarında kararsızlıkların başlangıç noktasının yerini belirlemek. Konu ile ilgili bütün başlangıç noktaları birleştirilerek kararlılık sınırı veya sınırları böylece elde edilebilir.

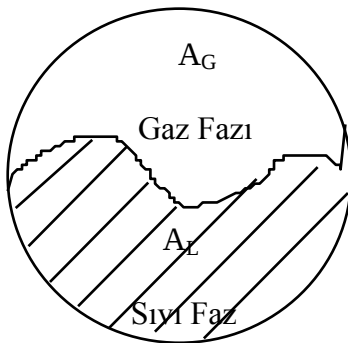
2.3. İki Fazlı Akışlar İçin Temel Denklemler

İki veya daha çok fazlı akışlar aynı ve farklı bileşenlere sahip olup olmadığına göre incelemeye tabi tutulmaktadır. Akışın bir boyutlu veya çok boyutlu olup olmaması da göz önünde bulundurulması gerekmektedir. Bu çalışma da bir boyutlu akış söz konusu olduğundan daha ziyade bir boyutlu akışlar incelenecektir.

2.3.1. Süreklilik denklemi

a) Boşluk oranı (Void Fraction)

İki fazlı akışlarda süreklilik denkleminin yazılmasında çok sık kullanılan boşluk oranı; iki fazlı akış ortamında gaz fazı tarafından doldurulan akış kanalı kesit alanının toplam kanal kesit alanına oranı olarak tanımlanmaktadır (Karslı, 2000). Şekil 2.4.'de gaz ve sıvı kesit alanları verilmiştir.



A_L : Sıvı faz akışı kanal kesit alanı [m^2]

A_G : Gaz fazı akışı kanal kesit alanı [m^2]

Şekil 2.4. Gaz ve sıvı faz kesit oranları

Buna göre boşluk oranı:

$$\alpha = A_G / A = A_G / (A_L + A_G) \quad (2.1.a)$$

$$1 - \alpha = A_L / A \quad (2.1.b)$$

b) Dinamik kuruluk derecesi

Belli bir akış kanal kesitinde akan gaz fazı debisinin toplam debiye olan oranıdır. Yani;

$$x_D = \frac{\dot{m}_G}{\dot{m}_G + \dot{m}_L} = \frac{\dot{m}_G}{\dot{m}} \quad (2.2)$$

Bu denklemde gösterilen x_D değerine kuruluk derecesi veya dinamik kütle kuruluk derecesi adı verilmektedir. Kuruluk derecesi akış kanalı boyunca değişmektedir. $\dot{m}_G$ ve $\dot{m}_L$ değerleri sırasıyla gaz ve sıvı faz debilerini gösterirken $\dot{m}$ değeri de toplam akış debisini göstermektedir.

c) İki fazlı akış entalpisi

İki fazlı akış entalpisi, akışkanın birim kütesine ilave edilen ısı miktarıyla girişteki akışkanın gaz ve sıvı fazları entalpileri toplamına eşittir. Fazlar arasında termodinamiksel dengenin olduğunu kabul edersek;

$$(\dot{m}_G + \dot{m}_L)h_{IF} = \dot{m}_G h_G + \dot{m}_L h_L \quad (2.3)$$

yazılabilir. Burada h_L doymuş sıvı faz entalpisini, h_G 'de doymuş buharın entalpisini göstermektedir.

Bu duruma göre dinamik kuruluk derecesi yeniden şöyle yazılabilir;

$$x_D = \frac{(h_{IF} - h_L)}{(h_G - h_L)} \quad (2.4)$$

d) Statik kütle kuruluk derecesi

Verilen gaz kütlesinin iki fazlı karışımın toplam kütlesine olan oranıdır.

$$x_s = \frac{m_G}{m_G + m_L} \quad (2.5)$$

Şayet fazlar arasında kayma söz konusu değilse x_s 'in x_D 'ye eşit olduğu anlaşılmaktadır.

e) Hacimsel kuruluk derecesi

Verilen bir zamanda bir kesitten geçen gazın hacimsel debisinin iki fazlı karışımın toplam hacimsel debisine oranıdır.

$$x_v = \frac{\dot{V}_G}{\dot{V}_G + \dot{V}_L} = \frac{\dot{V}_G}{\dot{V}} \quad (2.6)$$

Dikkat edilirse fazlar arasında kayma söz konusu değilse α 'nın x_v 'ye eşit olduğu anlaşılmaktadır.

f) Kayma (slip) faktörü

Bir gaz veya buhar fazı hızının sıvı fazı hızına olan oranına denir.

$$K_{IF} = \frac{U_G}{U_L} \quad (2.7)$$

g) Bağlı hız

Gaz veya buhar fazı ile sıvı fazı hızı arasındaki farktır.

$$U_{GL} = U_G - U_L \quad [m / s] \quad (2.8)$$

Şayet akış homojen olursa ve sırasıyla U_R ve U_H homojen akıştaki bağlı hız ile homojen akış hızı olmak üzere;

$$U_R = U_G - U_H \quad [m / s] \quad (2.9)$$

bağıntısı geçerlidir.

h) Farazi (superficial) hız

Fazlardan yalnız birinin kanalda aktığı durumdaki hızdır.

$$U_{SG} = \frac{\dot{V}_G}{A} = \frac{\dot{V}_G}{A_G + A_L} \quad [m / s] \quad (2.10.a)$$

$$U_{SL} = \frac{\dot{V}_L}{A} = \frac{\dot{V}_L}{A_G + A_L} \quad [m / s] \quad (2.10.b)$$

i) Kütlesel akı

Kütlesel debinin kesit alanına oranına denmektedir.

$$G = \frac{\dot{m}}{A} = \rho U \quad [kg / m^2 s] \quad (2.11)$$

Burada; $\rho = 1 / v$ $[kg / m^3]$ biriminde yoğunluğu gösterirken U ise $[m / s]$ biriminde akış hızını göstermektedir.

j) Ortalama yoğunluk

İki fazlı akışlar için kullanılan ortalama yoğunluk terimi boşluk oranına bağlı olarak şöyle yazılmaktadır:

$$\rho_m = \alpha \rho_G + (1 - \alpha) \rho_L = \frac{1}{v_m} \quad [kg / m^3] \quad (2.12)$$

k) Gaz veya buhar fazı debisi

İki fazlı akış ortamındaki gaz veya buhar fazının debisi şu ifade ile gösterilmektedir:

$$\dot{m}_G = \dot{m}_x = \int_{A_G} \rho_G U_G dA \quad [kg / s] \quad (2.13)$$

l) Sıvı fazı debisi

İki fazlı akış ortamındaki sıvı fazı debisi şöyle yazılabilir:

$$\dot{m}_L = \dot{m}(1 - x) = \rho_L U_L (1 - \alpha) A \quad [kg / s] \quad (2.14)$$

Şimdi yukarıda yazdığımız denklemler yardımıyla bir boyutlu akış için ρ_G ve U_G ' nin A_G akış kanalı kesit alanında değişmediğini kabul ederek (2.13) denklemini yeniden yazarsak;

$$\dot{m}_G = \dot{m}_x = \rho_G U_G \int_{A_G} dA = \rho_G U_G \alpha A \quad [kg/s] \quad (2.15)$$

(2.15) denklemi (2.14) denklemine bölünürse;

$$K_{IF} = \frac{U_G}{U_L} = \left[\frac{x}{(1-x)} \right] \left[\frac{(1-\alpha)}{\alpha} \right] \frac{\rho_L}{\rho_G} \quad (2.16)$$

elde edilir. Dikkat edilirse kayma faktörü K_{IF} için yeni bir bağıntı elde edilmiştir. Bu bağıntıdan aşağıdaki denklem elde edilebilir.

$$\alpha = \frac{1}{\left\{ 1 + K_{IF} \left[\frac{(1-x)}{x} \right] \frac{\rho_G}{\rho_L} \right\}} \quad (2.17)$$

Şayet fazlar arasında hiçbir kayma söz konusu değilse o zaman $K_{IF}=1$ şartı sağlanır ki (2.17) denklemi şu hale indirgenebilir;

$$\alpha = \frac{1}{\left\{ 1 + \left[\frac{(1-x)}{x} \right] \frac{\rho_G}{\rho_L} \right\}} \quad (2.18)$$

Benzer şekilde (2.6) denklemini de şu hale indirgeyebiliriz:

$$x_v = \frac{1}{\left\{ 1 + \frac{(1-x)}{x} \frac{\rho_G}{\rho_L} \right\}} \quad (2.19)$$

Şayet kayma söz konusu değilse yani $K_{IF}=1$ şartı sağlanıyorsa iki faz akışı bir homojen karışımdır. Bu tarz akışa genel olarak "homojen akış" adı verilmektedir. Bu durumda;

$$\alpha = x_v \quad (2.20)$$

şartı geçerli olmaktadır.

2.3.2. İki faz enerji ve momentum denklemleri

Kuvvet dengesi iki fazlı akışlar için yazılırsa;

$$\int_A \left\{ P - \left(P + \frac{\partial P}{\partial z} \delta_z \right) \right\} dA = \int_S \tau_0 \delta_z dS + \int_A \frac{\partial}{\partial z} (G_L U_L + G_G U_G) \delta_z dA + \int_A \rho g \sin \theta \delta_z dA \quad (2.21)$$

denklemini elde edilebilir. Bu denklem bir boyutlu akış için birleştirilirse tek faz akışında olduğu gibi iki faz içinde şöyle elde edilebilir;

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_0 + \frac{d}{dz} \{ \alpha G_G U_G + (1 - \alpha) G_L U_L \} + g \sin \theta [\alpha \rho_G + (1 - \alpha) \rho_L] \quad (2.22)$$

Daha önce yazmış bulunduğumuz G_L , G_G , U_L ve U_G değerlerinin karşılığı olan denklemler (2.22) 'de yerine konursa;

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_0 + G^2 \frac{d}{dz} \left\{ \frac{x^2}{\alpha \rho_G} + \frac{(1-x)^2}{(1-\alpha) \rho_L} \right\} + g \sin \theta \{ \alpha \rho_G + (1-\alpha) \rho_L \} \quad (2.23)$$

Şayet parantez içerisindeki terimleri sırasıyla V_{IF} ve ρ_{IF} ile gösterilirse;

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_0 + G^2 \frac{dV_{IF}}{dz} + \rho_{IF} g \sin \theta \quad (2.24)$$

elde edilebilir. İki fazlı akış için enerji denklemi şöyle ifade edilebilir;

$$dq - dw = d\{xPU_{SG} + (1-x)PU_{SL}\} + dq + dF - Pd\{xU_{SG} + (1-x)U_{SL}\} +$$

$$d\left\{\frac{1}{2}xU_G^2 + \frac{1}{2}(1-x)U_L^2\right\} + g \sin \theta dz \quad (2.25)$$

Bu denklem önce yazılan değerler dikkate alınırsa;

$$-\frac{dp}{dz} = \rho_H \frac{dF}{dz} + \frac{1}{2} \rho_H G^2 \frac{d}{dz} \left\{ \frac{x^3}{\alpha^2 \rho_G^2} + \frac{(1-x^3)}{(1-\alpha)^2 \rho_L^2} \right\} + \rho_H g \sin \theta \quad (2.26)$$

Burada ρ_H homojen akış durumundaki akışkan yoğunluğu olup şu ifade ile tanımlanmaktadır;

$$\frac{1}{\rho_H} = \frac{x}{\rho_G} + \frac{1-x}{\rho_L} \quad (2.27)$$

Aynı şekilde fazlar arasında hiç bir kaymanın olmadığı homojen akış durumundaki akışkan özgül hacmi şöyle ifade edilebilir;

$$v_H = \frac{\dot{V}_G + \dot{V}_L}{\dot{m}} = \frac{x}{\rho_G} + \frac{1-x}{\rho_L} \quad (2.28)$$

Bu değerleri (2.25) denkleminde yerine konursa homojen akış durumundaki denklem şu hale indirgenmiş olur;

$$-\frac{dP}{dz} = -\frac{dP_F}{dz} + G^2 \frac{dv_H}{dz} + \rho_H g \sin \theta \quad (2.29)$$

2.4. İki Fazlı Akış Kayıpları

2.4.1. Basınç düşümü ve korelasyonları

İki-fazlı akışın, homojen akış modeli ve ayrık akış modeli olmak üzere, iki genel modeli kullanılır. Bunlardan birincisinde, iki fazın aynı hıza sahip oldukları varsayılır. Ayrılmış akış modelinde, halkasal ve tabakalı rejimlerdeki gibi, ayrı bölgelerde iki fazlı akış olduğu varsayılır. Bu durumda iki faz genellikle farklı hızlardadırlar ama birbirleriyle etkileşimde bulunabilirler. Çoğu koşulda, ayrık akış modeli boru içi akıştaki basınç düşüşünü daha iyi temsil eder. Yaygın olarak kullanılan bu modele dayalı bazı basınç düşüşü korelasyonları aşağıda sunulmuştur (Lestina and Serth 2007).

Lockhart-Martinelli korelasyonu

Bu yöntemde, iki faz basınç gradyanı sıvı fazın kanalın içinde tek başına akması halinde oluşacak basınç gradyanının bir katı olarak ifade edilir. Böylece,

$$\left(\frac{\Delta P_f}{L} \right)_{tp} = \phi_L^2 \left(\frac{\Delta P_f}{L} \right)_L \quad (2.30)$$

burada

ϕ_L^2 = iki faz çarpanı

$$\left(\frac{\Delta P_f}{L} \right)_L = \text{sıvı için negatif basınç gradyanı}$$

$$\left(\frac{\Delta P_f}{L} \right)_{tp} = \text{negatif iki faz basınç gradyanı}$$

Negatif basınç gradyanı birim uzunluk başına basınç düşümü ya da, daha kesin bir ifade ile akış yönünde mesafe ile basınç azalması miktarıdır. Denklem (2.30) basınç düşümü yerine basınç gradyanları bakımından formüle edilir çünkü buhar fraksiyonu ve diğer parametreler akış yönü içinde farklılık gösterebilir. Bu durumda, basınç düşüşü, akış yolu boyunca, iki faz basınç gradyanına entegre edilmesiyle sağlanır. Buhar fraksiyonu ve diğer akış parametreleri esas itibarı ile yaklaşık sabit olduğu zaman, ya basınç düşüşü ya da basınç gradyanları denklem (2.30) içerisinde kullanılabilir.

İki faz çarpanı X parametresinin bir fonksiyonudur ve aşağıdaki gibi tanımlanır:

$$X = \left[\frac{(\Delta P_f / L)_L}{(\Delta P_f / L)_V} \right]^{0.5} \quad (2.31)$$

burada $(\Delta P_f / L)_V$ buhar fazın boruda yalnız akması durumunda oluşacak basınç gradyanıdır. ϕ_L^2 ve X arasındaki ilişki Lockhart and Martinelli (1946) tarafından grafik halinde verilmiştir ve akabinde Chisholm (1967) tarafından analitik olarak aşağıdaki gibi ifade edilmiştir (Serth 2007) :

$$\phi_L^2 = 1 + \frac{C}{X} + \frac{1}{X^2} \quad (2.32)$$

C , sabiti her fazda akışın laminar mı yoksa türbülanslı mı olduğuna bağlıdır. Lockhart and Martinelli (1946) tarafından önerildiği gibi, her fazın akış durumu yaklaşık kritik Reynolds sayılarını belirlemek için de listelenir. Bu Reynolds sayıları sanki her bir faz boruda yalnız akıyormuş gibi hesaplanır.

Pratikte sıvı faz türbülanslı ise, buhar faz da, genellikle türbülanslı olur ve bu açık ara farkla en önemli durumdur. Bu nedenle denklem (2.32) türbülans-türbülans durum için aşağıdaki gibi yeniden düzenlenmiştir:

$$\phi_L^2 = 1 + \frac{20}{X_{tt}} + \frac{1}{X_{tt}^2} \quad (2.33)$$

Sürtünme faktörü her bir faz için aynı fonksiyonel forma sahipse X 'in hesaplanması basitleştirilebilir, şöyle ki:

$$f = \text{const.}/\text{Re}^n \quad (2.34)$$

Negatif basınç gradyanı aşağıdaki fonksiyonlara sahiptir:

$$\Delta P_f / L \propto \frac{f G^2}{s} \quad (2.35)$$

Denklem (2.34) ve (2.35) birleştirilmesi sonucunda:

$$\Delta P_f / L \propto G^{2-n} \mu^n s^{-1} \propto \dot{m}^{2-n} \mu^n s^{-1} \quad (2.36)$$

Karekökleri alındığında:

$$(\Delta P_f / L)^{0.5} \propto \dot{m}^{(2-n)/2} \mu^{n/2} s^{-0.5} \quad (2.37)$$

Denklem (2.31) tarafından verilen X tanımına bakıldığında, şöyledir:

$$X = (\dot{m}_L / \dot{m}_V)^{(2-n)/2} (\mu_L / \mu_V)^{n/2} (s_V / s_L)^{0.5} \quad (2.38)$$

İki fazın kütle akış hızı buhar kütle oranı, x , ile ilişkilendirildiğinde:

$$\dot{m}_L = \dot{m}(1-x) \quad (2.39)$$

$$\dot{m}_V = \dot{m}x \quad (2.40)$$

Bu ilişkileri kullanarak ve yoğunluk oranına göre özgül ağırlık oranını değiştirerek, denklem (2.38) olur:

$$X = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{(2-n)/2} (\mu_L / \mu_V)^{n/2} (\rho_V / \rho_L)^{0.5} \quad (2.41)$$

türbülans-türbülans durum için, Lockhart and Martinelli (1946) $n=0,2$ varsayarak:

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x} \right)^{0.9} (\mu_L / \mu_V)^{0.1} (\rho_V / \rho_L)^{0.5} \quad (2.42)$$

Eşitlik (2.42) genellikle pratikte kullanılır. Ticari boru ve boru hatları için n , 0.25'e yakın olmasına rağmen, fark Lockhart-Martinelli korelasyonu ile ilişkili doğal belirsizlik ile karşılaştırıldığında önemsizdir. Buhar fraksiyonu, $x=1,0$ olduğunda X_{tt} sıfır olduğu eşitlik (2.42) ile belirtilecektir. Bu durumda denklem (2.33) iki faz çarpanı ϕ_L^2 'nin sonsuza gittiğini göstermektedir. Yüksek buhar fraksiyonları için (negatif) buhar-faz basınç gradiyenti, $(\Delta P_f / L)_V$, bakımından alternatif bir formülasyon kullanılabilir. Bununla birlikte, proses mühendislik çalışmaları için, sıvı-faz basınç gradyanı bakımından formül hemen hemen yalnız kullanılır.

Chisholm korelasyonu

Chisholm (1973) bütün akış (buhar ve sıvı) sıvı fazın özelliklerinde olsa oluşacak iki faz basınç gradyanını basınç gradyanının bir katı olarak ifade eder (Serth, 2007). Sonuç eşitlik (2.30) ile paraleldir:

$$\left(\frac{\Delta P_f}{L}\right)_{tp} = \phi_{LO}^2 \left(\frac{\Delta P_f}{L}\right)_{LO} \quad (2.43)$$

burada

ϕ_{LO}^2 = iki faz çarpanı

$$\left(\frac{\Delta P_f}{L}\right)_{LO} = \text{sıvı olarak toplam akış için negatif basınç gradiyenti}$$

İki faz çarpanı parametre, Y'nin, bir fonksiyonudur, şöyle tanımlanır:

$$Y = \left[\frac{(\Delta P_f / L)_{VO}}{(\Delta P_f / L)_{LO}} \right]^{0.5} \quad (2.44)$$

burada $(\Delta P_f / L)_{VO}$ bütün akış buhar fazın özelliklerinde olsa oluşacak negatif basınç gradiyenti. Denklem (2.31) ile karşılaştırılması, gösterir ki Y Lockhart-Martinelli parametresinin karşılıklı benzeridir. Kütlesel akı, G, pay ve payda için aynı olduğundan, denklem (2.35) dan denklem (2.44) şöyle alternatif şekilde yazılabilir:

$$Y = [(f_{VO} / f_{LO})(s_L / s_V)]^{0.5} = [(f_{VO} / f_{LO})(\rho_L / \rho_V)]^{0.5} \quad (2.45)$$

burada f_{VO} ve f_{LO} sırasıyla, buhar ve sıvı özellikleri ile hesaplanan sürtünme katsayılarıdır. Sürtünme katsayısının Denklem (2.34)'da verildiği gibi her iki fazda da Reynolds sayısının aynı fonksiyonu olduğunu varsayarsak, şöyle olur:

$$f_{VO} / f_{LO} = (\mu_V / \mu_L)^n \quad (2.46)$$

Bu ilişki Denklem (2.45)'da yerine konulduğunda:

$$Y = (\rho_L / \rho_V)^{0.5} (\mu_V / \mu_L)^{n/2} \quad (2.47)$$

İki faz çarpanı için korelasyon aşağıdaki gibidir [18]:

$$\phi_{LO}^2 = 1 + (Y^2 - 1) \left\{ B \left[x(1-x)^{(2-n)/2} + x^{2-n} \right] \right\} \quad (2.48)$$

burada x buhar fraksiyonudur. Parametre, B, hem Y ve hem de G ye bağlıdır. Chisholm (1973), bu ilişkiyi literatürden sonuçlar kullanarak ampirik olarak belirlemiştir. Daha sonra tasarım amaçları için basınç düşümünün konservatif bir tahminini elde etmek için korelasyonu düzeltmiştir. Sonuç olarak, B için yaptığı son korelasyon G ve Y'nin belirli aralıklarında basınç düşümünü fazla tahmin etmek eğilimi gösteren uygunsuz bir süreksiz fonksiyondur. Bu nedenle, Hewitt'in (1994, 1999) tavsiyesine uyarak, aşağıdaki parçalı sürekli fonksiyon tarafından temsil edilmekte olan, B için Chisholm'un düzeltilmemiş korelasyonu kullanılır (G lbm / h.ft² biriminde):

$$\begin{aligned} B &= 1500 / G^{0.5} & (0 < Y \leq 9.5) \\ B &= 14250 / (Y G^{0.5}) & (9.5 < Y \leq 28) \\ B &= 399000 / (Y^2 G^{0.5}) & (Y > 28) \end{aligned} \quad (2.49)$$

SI birim sisteminde hesaplamalar için, aşağıdaki dönüşüm kullanılabilir:

$$G(\text{lbm}/\text{h.ft}^2) = 737.35 G(\text{kg}/\text{s.m}^2)$$

Friedel korelasyonu:

İki faz basınç gradyenti Chisholm metodu, Friedel (1979) tarafından eşitlik (2.43), ile aynı biçimde ifade edilir, iki faz çarpanı için aşağıdaki korelasyon ile (Serth 2007):

$$\phi_{LO}^2 = E + \frac{3.24FH}{Fr^{0.045}We^{0.035}} \quad (2.50)$$

burada

$$E = (1-x)^2 + x^2 (f_{VO}/f_{LO})(\rho_L/\rho_V) \quad (2.51)$$

$$F = x^{0.78}(1-x)^{0.24} \quad (2.52)$$

$$H = (\rho_L/\rho_V)^{0.91}(\mu_V/\mu_L)^{0.19}(1-\mu_V/\mu_L)^{0.7} \quad (2.53)$$

$$Fr = \frac{G^2}{gD_i\rho_{tp}^2} = \text{Froude sayısı} \quad (2.54)$$

$$We = \frac{G^2 D_i}{g_c \rho_{tp} \sigma} = \text{Weber sayısı} \quad (2.55)$$

D_i = kanalın iç çapı

ρ_{tp} = iki faz yoğunluğu

Bu korelasyonla, iki faz yoğunluğu aşağıdaki gibi hesaplanır:

$$\rho_{tp} = [x/\rho_V + (1-x)/\rho_L]^{-1} \quad (2.56)$$

Denklem (2.51) deki sürtünme katsayılarını ortadan kaldırmak için Denklem (2.46) kullanılarak daha uygun bir biçimde yeniden ifade edilebilir:

$$E = (1-x)^2 + x^2 (\mu_V/\mu_L)^n (\rho_L/\rho_V) \quad (2.57)$$

Burada verilen korelasyon yatay ve dikey yukarı doğru akış için geçerlidir.

Müller-Steinhagen ve Heck korelasyonu

Korelasyon Müller-Steinhagen and Heck (1986) tarafından verilmiştir ve aşağıdaki denklemle verilen iki faz çarpanı ile Eşitlik (2.43) Chisholm formatında yeniden formüle edilebilir (Serth, 2007):

$$\phi_{LO}^2 = Y^2 x^3 + [1 + 2x(Y^2 - 1)](1 - x)^{1/3} \quad (2.58)$$

burada x buhar kütle oranı ve Y Chisholm parametresidir. Denklem (2.58) tüm sıvı akışı ($x=0$) ve tüm buhar akışı ($x=1$) arasında bir interpolasyon formülüdür. $x=0$, $\phi_{LO}^2=1$ için ve negatif iki faz basınç farkı $(\Delta P_f / L)_{LO}$ a indirgenir. $x=1$, $\phi_{LO}^2=Y$ için ve negatif iki faz basınç farkı $(\Delta P_f / L)_{VO}$ a indirgenir.

Friedel korelasyonu yaygın olarak iki faz basınç kayıplarını hesaplamada en güvenilir genel yöntem olarak kabul edilir.

2.4.2. Boşluk oranı ve iki faz yoğunluğu

Boşluk oranı

Boşluk oranı, ε_v , buhar faz tarafından işgal edilmiş hacmin toplam hacme oranıdır. İki faz yoğunluğu akışkanın toplam kütlelerinin (buhar ve sıvı) akışkanın toplam hacmine bölünmesiyle olduğundan, aşağıdaki gibidir:

$$\rho_p = \varepsilon_v \rho_v + (1 - \varepsilon_v) \rho_L \quad (2.59)$$

Boşluk oranı aynı zamanda buhar tarafından işgal edilen kanal kesitinin oransal alanına eşittir. Bu alternatif yorumlama boşluk oranını buhar ağırlık oranı, ya da kalitesi, x ile

ilişkilendirmede yararlıdır. Eğer ortalama buhar hızını U_V ile ifade edersek buharın kütle akısı:

$$\rho_V U_V = \dot{m}_V / A_V \quad (2.60)$$

burada A_V buhar faz tarafından işgal edilen kesit alanıdır. $x = \dot{m}_V / \dot{m}$ olduğundan, bu şöyle olur:

$$x / \rho_V U_V = (\dot{m}_V / \dot{m}) (A_V / \dot{m}_V) = A_V / \dot{m} \quad (2.61)$$

Benzer şekilde, sıvı faz için:

$$(1 - x) / \rho_L U_L = A_L / \dot{m} \quad (2.62)$$

burada A_L sıvı tarafından işgal edilen kesit alanıdır. Denklem (2.61) ve (2.62) kullanılarak boşluk oranını aşağıdaki gibi elde edilebilir:

$$\frac{x / \rho_V U_V}{x / \rho_V U_V + (1 - x) / \rho_L U_L} = \frac{A_V / \dot{m}}{A_V / \dot{m} + A_L / \dot{m}} = \frac{A_V}{A_V + A_L} = \varepsilon_V \quad (2.63)$$

Bu denklemi yeniden düzenleme sonucunu verir:

$$\varepsilon_V = \frac{x}{x + SR(1 - x)\rho_V / \rho_L} \quad (2.64)$$

burada $SR = U_V / U_L$ kayma oranıdır. SR nin değerlendirilmesi için bir akış modeli veya ampirik korelasyon gereklidir.

Homojen akış modeli

Homojen bir akış kabul edilir ise, her iki faz aynı hızda ve $SR=1$ olur. Bu nedenle,

$$\varepsilon_V = \frac{x}{x + (1-x)\rho_V/\rho_L} \quad (2.65)$$

Denklem (2.59)'de bu sonucu yerine koyma ve yeniden düzenleme iki faz yoğunluğu için aşağıdaki ifadeye yol açar:

$$\rho_{tp} = [x/\rho_V + (1-x)/\rho_L]^{-1} \quad (2.66)$$

Bu eşitlik Friedel korelasyon ile bağlantılı olarak Denklem (2.56)'de daha önce verildi.

Homojen model, iki fazın hızları arasında büyük farklılıklar olmadığı durumlarda sis akışı (mist flow) ve kabarcıklı akış rejimleri için genellikle güvenilir sonuçlar vermektedir. Diğer akış rejimleri için bu boşluk oranını, olduğundan fazla gösterme eğilimindedir ki iki faz yoğunluğunun ihmal edilebilir olmasına neden olur. Aşağıdaki yöntemlerden biri bu gibi durumlarda kullanılmalıdır.

Lockhart-Martinelli korelasyonu

Lockhart and Martinelli (1949) boşluk oranı için tüm dört Laminer-türbülans kombinasyonlarını kapsayan tek bir korelasyon sundu. Onların grafiksel korelasyonu aşağıdaki denklemle analitik olarak ifade edilebilir:

$$\varepsilon_V = \frac{\phi_L - 1}{\phi_L} \quad (2.67)$$

burada ϕ_L Denklem (2.33) kullanılarak türbülans-türbülans durum için hesaplanır. Yukarıdaki ifadeyi ε_V için Denklem (2.59)'de yerine koymak, iki faz yoğunluğu için aşağıdaki eşitliği verir:

$$\rho_{tp} = \frac{\rho_L + (\phi_L - 1)\rho_V}{\phi_L} \quad (2.68)$$

Chisholm korelasyonu

Chisholm (1983) kayma oranı için aşağıdaki basit korelasyonu sunmuştur:

$$\begin{aligned} SR &= (\rho_L / \rho_{\text{hom}})^{0.5} & X > 1 \\ SR &= (\rho_L / \rho_V)^{0.25} & X \leq 1 \end{aligned} \quad (2.69)$$

burada X Lockhart-Martinelli parametresidir ve ρ_{hom} Denklem (2.56)'de verilen homojen iki faz yoğunluğudur. Bu korelasyon, sıfırdan bire boşluk oranlarını da içeren, koşulların geniş bir aralığı üzerinde hem dikey ve hem de yatay tüplerde akış için geçerlidir. Chisholm durumu 14 yöntem içinde yoğunluk tahmini için en iyi olduğunu kanıtladı.

CİSE korelasyonu

CİSE korelasyonu, çeşitli sıvı özellikleri ve akış parametreleri teorik sınırlara yaklaşırken kayma oranı için doğru asimtotik davranışı sağlayacak şekilde Premoli *et al.* (1971) tarafından sunulmuştur (Serth, 2007). Korelasyon dikey kanallarda yukarıya doğru akış için deneysel verilere dayanmaktadır.

$$SR = 1 + E_1 \left[\left(\frac{y}{1 + yE_2} \right) + yE_2 \right]^{0.5} \quad (2.70)$$

burada

$$y = \frac{(\varepsilon_V)_{\text{hom}}}{1 - (\varepsilon_V)_{\text{hom}}} \quad (2.71)$$

$(\varepsilon_V)_{\text{hom}}$ = Denklem (2.65)'den homojen boşluk oranını

$$E_1 = 1.578 \text{Re}_{LO}^{-0.19} (\rho_L / \rho_V)^{0.22} \quad (2.72)$$

$$E_2 = 0.0273 \text{We}_{LO} \text{Re}_{LO}^{-0.51} (\rho_L / \rho_V)^{-0.08} \quad (2.73)$$

İndeksde de gösterildiği gibi bu korelasyon içindeki Reynolds ve Weber sayıları toplam kütle akısı, G , ve sıvı faz fiziksel özellikleri kullanılarak hesaplanır.

2.4.3. Diğer kayıplar

Vanalar, bağlantı parçaları, genişletmeler ve kasılmalar nedeniyle meydana gelen basınç kayıpları, boru hattında her bir elemandaki kayba karşılık gelen hız yükü sayısını belirtmekte olan, akış direnci katsayıları kullanılarak hesaplanabilir. İki-fazlı akış için bu katsayıların tahmin edilmesinde kullanılacak yöntemler literatürde bulunabilir.

Bu hesaplamalarda bilinmesi gereken önemli kavram eşdeğer uzunluk kavramı olarak adlandırılan kavramdır. Boru tesisatı elemanının eşdeğer uzunluğu verilen vana, bağlantı parçaları, vs ile aynı basınç kaybını oluşturan düz boru uzunluğudur. Tek-fazlı akış için kullanılan eşdeğer uzunluk çizelgelerinin aynı zamanda iki fazlı akış için de geçerli olduğu kabul edilir ve tüm bağlantı parçaları, vb eşdeğer uzunlukları ve borunun tüm düz bölümlerin uzunlukları toplanarak bilindik şekilde boru hattı etkin uzunluğu belirlemekte kullanılır. Efektif boru uzunluğu daha sonra toplam basınç kaybını elde etmek için iki faz basınç gradyanı ile çarpılır. İki fazlı akış için eşdeğer uzunluklar tek fazlı akıştan bir miktar daha yüksek olma eğiliminde olsa da (Collier and Thome 1994), endüstriyel tasarım çalışması için, bu yöntemin uzun süreli kullanımı, en azından iki

fazlı akış hesaplamaları bağlamında, genel olarak güvenilir olduğunu gösterir, ancak önemli düzeyde bir belirsizlik içerir.

3. MATERYAL ve YÖNTEM

3.1. Deney Düzenegi

Bu tezin amacı yatay borulardaki iki fazlı kararlı akış karakteristiklerine; akış debisinin ve boru kanalı içerisine yerleştirilen farklı ısı transfer iyileştirme elemanlarının etkilerini incelemektir. Deneylerin yapıldığı deney düzeneği Makine Mühendisliği Bölümü Laboratuvarında kurulmuş olup daha önce akışkan olarak R11 (Karslı 2000; Karslı vd 2001, 2002; Yılmaz vd 2001, 2002; Çomaklı vd 2002, 2004, 2008) ve su (Karagöz 2007; Ömeroğlu 2012) kullanılarak çeşitli deneysel çalışmalar yapılmıştır. İş yapan akışkan olarak su kullanılabilmesi için önceki deney sisteminde aşağıdaki modifikasyonlar yapılmıştır:

1. Daha önceki sistemde test borusu olarak 3195mm uzunluğunda, 13mm iç çapında ve 18mm dış çapında çekme çelik bir boru kullanılmıştı. Ancak bu tez kapsamında yapılan deneysel çalışmalarda iş yapan akışkan olarak su kullanılacağından ve suyun buharlaşma özgül ısısı daha önceki iş yapan akışkan olan R11'in buharlaşma özgül ısısından çok daha büyük olduğundan elektriksel özdirenci daha yüksek olan bir test borusu kullanmak gerekmiştir. Bu nedenle test borusu olarak uzunluğu 3030mm, iç çapı 12.7mm ve dış çapı 17mm olan Cr-Ni (paslanmaz çelik 316L) malzemeden yapılmış çekme boru deney düzeneğine yeniden uyarlanmıştır.
2. Dengeleyici tankın bulunduğu yerdeki gözetleme camı daha yüksek basınçlara dayanıklı hale getirilmiştir.
3. Suyun buharlaşma ısısı R11'den çok yüksek olduğundan mevcut güç kaynağı yetersiz kalmaktaydı. Bu nedenle yeni bir güç kaynağı (120 000VA DC güç kaynağı) satın alınarak sisteme monte edilmiştir.
4. Mevcut deney düzeneğinde elektrik kabloları etrafında oldukça geniş bir elektrik alan oluşmakta idi. Kablolar daha esnek ve nisbeten daha düşük çapta kablolarla değiştirilerek elektrik alan daraltılmıştır.
5. Daha önceki sistemin ana besleme tankının çalışma basıncı yaklaşık 20 bar idi. Su ile yapılacak çalışmalarda maksimum çalışma basıncı olarak 50 bar olarak

düşünüldüğünden, bu çalışma basıncına dayanıklı yeni bir ana besleme tankı satın alınarak sisteme monte edilmiştir.

6. Sisteme giren iş yapan akışkanın debi osilasyonlarını ölçmek için türbin tipi debi ölçer satın alınarak sisteme monte edilmiştir.

7. Termoelemanlardan, basınç transdüserinden ve türbin tipi debi ölçerden alınan bilgilerin bilgisayar ortamında değerlendirilmesi için Advantech PC-LabCard satın alınarak bilgisayara takılmıştır.

8. Ayrıca sistemdeki giriş sıcaklığını değiştiren ısıtıcı, debi ayar vanaları, orifis levhası, kondenser ve boru bağlantı elemanları gibi sistemin birçok elemanı gözden geçirilerek gerekli olanları yenileri ile değiştirilmiş ve bir kısmı da bakımdan geçirilerek çalışır hale getirilmiştir.

Deney düzeneği akışkan besleme bölümü, test bölümü ve akışkan depolama bölümü olmak üzere üç temel bölümden oluşmaktadır (Şekil 3.1).

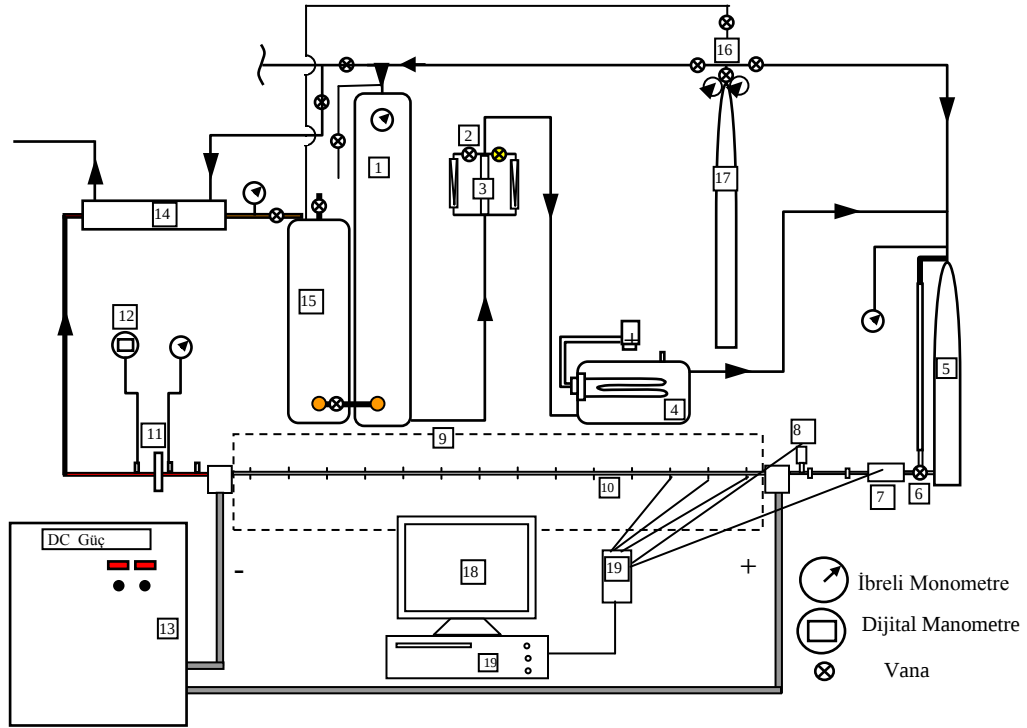
3.1.1. Akışkan besleme bölümü

Akışkan besleme bölümü; ana besleme tankı (1), debi ayar vanası (2), iki adet flowmetre (3) ve akışkanın sisteme belli sıcaklıklarda girmesini sağlamak için kullanılan ısıtıcıdan (4) oluşmaktadır. Akışkan besleme bölümü iş yapan akışkan olan suyun test borusuna giriş koşullarına getirilmesini sağlamaktadır.

Ana besleme tankı: Ana besleme tankı deneyler süresince kullanılabilecek yeterli miktarda su depolamaktadır. Bu tank 3m yüksekliğinde ve 0.7m^3 hacminde dikey pozisyonda yerleştirilmiş olan silindirik bir tanktır (Şekil 3.2). Tank paslanmaz çelikten yapılmış olup 50 bar işletme basıncına mukavemet edecek şekilde imal edilmiştir.

Flowmetreler: Akışkanın debisini ölçmek ve ayarlamak amacıyla sistemde iki adet flowmetre kullanılmıştır. İstenen debi ayarı flowmetre üzerinde bulunan kontrol vanası yardımıyla yapılmaktadır. Birinci flowmetrenin debi ölçme aralığı 0-400 l/h, ikinci flowmetrenin debi ölçme aralığı ise 0-1000 l/h arasındadır. Hassas okuma yapmak

amacıyla küçük çalışma debilerinde birinci tip flowmetre kullanılarak ölçüm ve ayar yapılmıştır. Flowmetreler çelik malzemeden yapılmış olup maksimum çalışma basıncı 40 bar ve maksimum çalışma sıcaklığı 100°C'dir.



Akışkan besleme bölümü

- 1- Ana besleme tankı
- 2- Debi ayar vanası
- 3- Flowmetre (iki adet)
- 4- Isıtıcı
- 5- Dengeleyici tank

Test bölümü

- 6- Akışkan giriş kontrol vanası
- 7- Türbin tipi debi ölçer
- 8- Basınç transdüseri
- 9- Test odası
- 10- Test borusu
- 11- Orifis
- 12- Dijital manometre
- 13- DC güç kaynağı

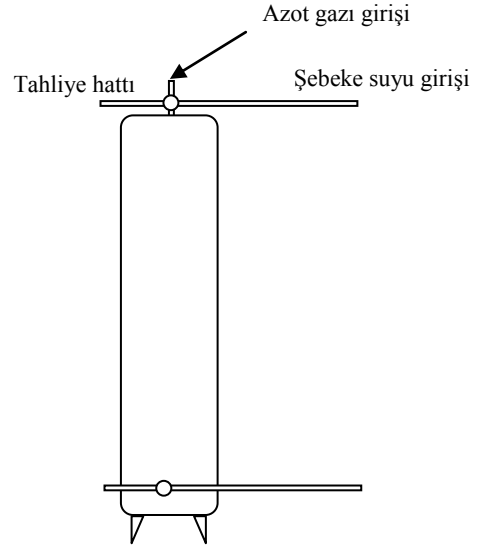
Akışkan depolama bölümü

- 14- Yoğuşturucu
- 15- Akışkan depolama tankı
- 16- Regülatör
- 17- Azot tankı
- 18- Bilgisayar
- 19- Data okuma kartı

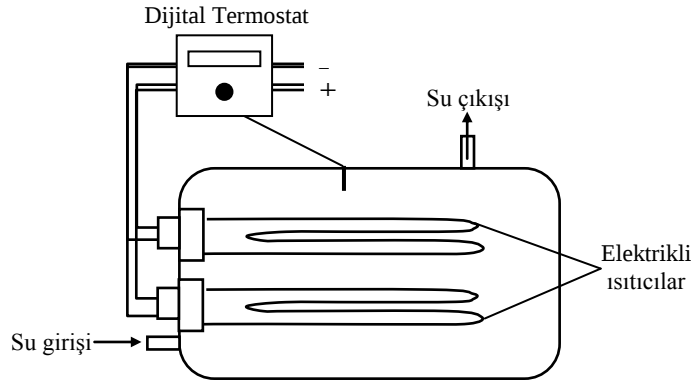
Şekil 3.1. Deney düzeneğinin şematik görünümü



(a) Ana besleme tankı



(b) Şematik resim

Şekil 3.2. Ana besleme tankı**Şekil 3.3.** Suyun test borusuna sabit sıcaklıkta girmesini sağlayan düzenek

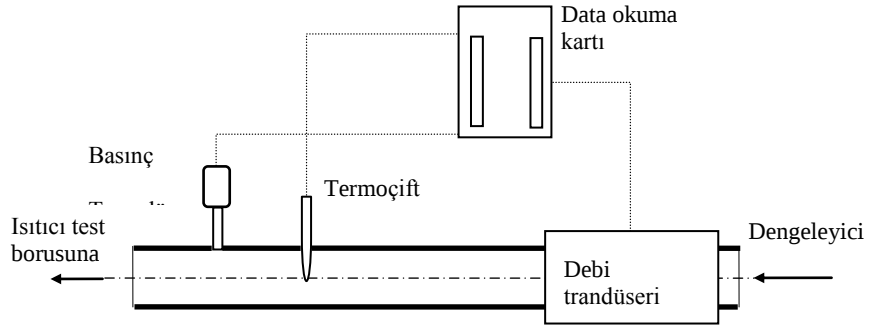
Elektrikli ısıtıcı: İki fazlı akış çalışmalarında akışkan giriş sıcaklığının büyük önemi vardır. Akışkan besleme bölümünün son elemanı olan elektrikli ısıtıcı suyun test bölümüne istenen sıcaklıkta girmesini sağlamaktadır. Elektrikli ısıtıcı bölümünün dış gövdesi 0.35m çapında ve 0.6m uzunluğunda dikişli siyah boru malzemesinden yatay olarak imal edilmiştir. Dış gövde içerisinde iki adet her biri 4 kW değerinde ısıtıcı bulunmaktadır (Şekil 3.3). Suyun test borusuna sabit sıcaklıkta girmesini sağlamak amacıyla ısıtıcı dijital termostat ile kontrol edilmiştir.

3.1.2. Test bölümü

Test bölümü kontrollü kaynama ve iki fazlı akış katmanlaşmalarının meydana geldiği kısımdır. Test bölümü; akışkan giriş kontrol vanası (6), türbin tipi debi ölçer (7), basınç transdüseri (8), ısıtıcı test borusunun yerleştirildiği test odası (9), test borusu (10), test bölümü çıkışında kısıtlama görevi yapan bir orifis (11), dijital manometre (12) ve ısıtıcı test borusuna gerekli olan ısı gücünü temin eden bir DC güç kaynağından (13) oluşmaktadır.

Test borusu girişi ve test borusu: Test borusu girişinde türbin tipi debi ölçer, Bourdon tipi manometre, basınç transdüseri ve sıcaklık ölçüm elemanı bulunmaktadır (Şekil 3.4). Türbin tipi debi ölçer su debisinde oluşan osilasyonları, Bourdon tipi manometre suyun test borusuna girişteki basıncını ve basınç transdüseri test borusuna girişteki su basıncında oluşan osilasyonları ölçmek amacıyla kullanılmıştır. Deneysel çalışmalarda kullanılan kütleli debi değerleri 50–120 g/s arasında değişmiştir. İş yapan akışkanın giriş sıcaklıkları 20, 25 ve 30°C olacak şekilde belirlenmiş ve test bölümüne girmeden önce T tipi termoeleman ile ölçülmüştür. Test borusu ve bağlantı flanşları Şekil 3.5’de, test borusu üzerindeki termo elemanların bağlantı şekilleri Şekil 3.6’da, test borusu izolasyon tabakasının ve termoeleman uçlarının şematik gösterimi Şekil 3.7’de gösterilmiştir.

DC güç kaynağı: Gerekli ısı gücü, borunun her iki ucuna DC güç kaynağının pozitif (+) ve negatif (-) uçları bağlanarak temin edilmiştir (Şekil 3.8). Test borusunun her iki ucunu sistemin diğer kısımlarından elektriksel olarak izole etmek amacıyla yüksek sıcaklığa dayanıklı klindirlik conta kullanılmış ve ayrıca vida bağlantılarına porselen halka geçirilmiştir. Isıtıcı test borusuna verilen ısı gücü değerleri DC güç kaynağının üzerinde bulunan dijital volt ve akım göstergelerinden okunmuştur. Deney sisteminde kullanılan DC güç kaynağı yaklaşık 40 kW güç kapasitesindedir.

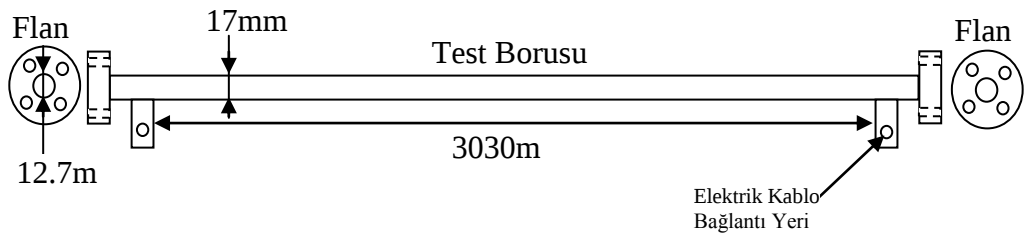


(a) Şematik resim

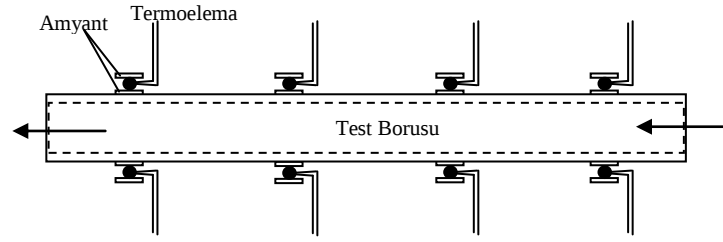


(b) Fotoğraf

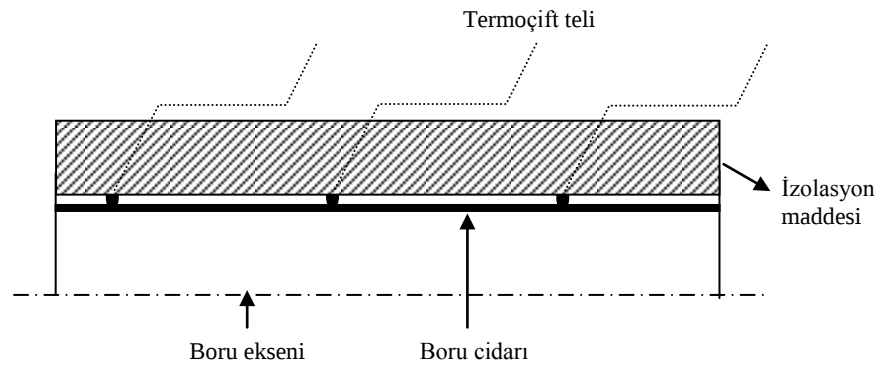
Şekil 3.4. Deney düzeneğinin test borusu girişi



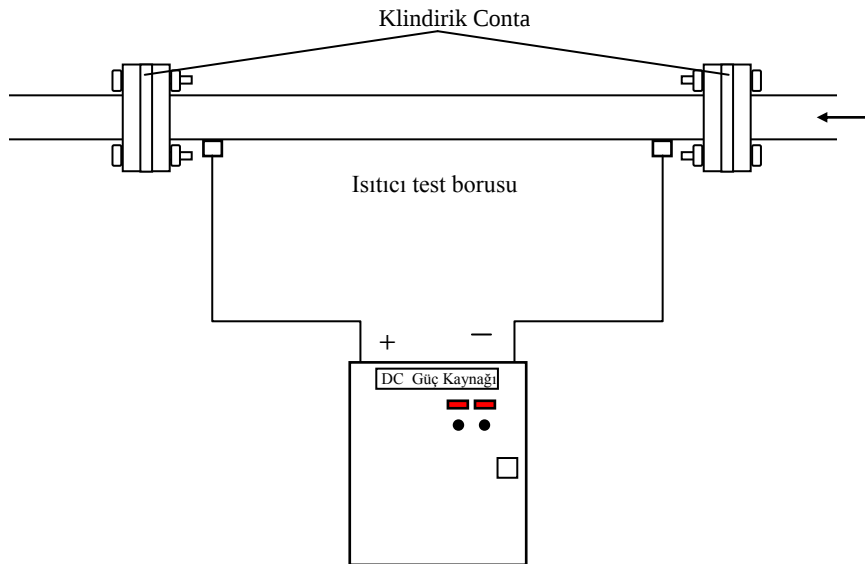
Şekil 3.5. Test borusu ve bağlantı flanşları



Şekil 3.6. Termoeleman bağlantı şekilleri



Şekil 3.7. Test borusu izolasyon tabakasının ve termoeleman uçlarının şematik gösterimi

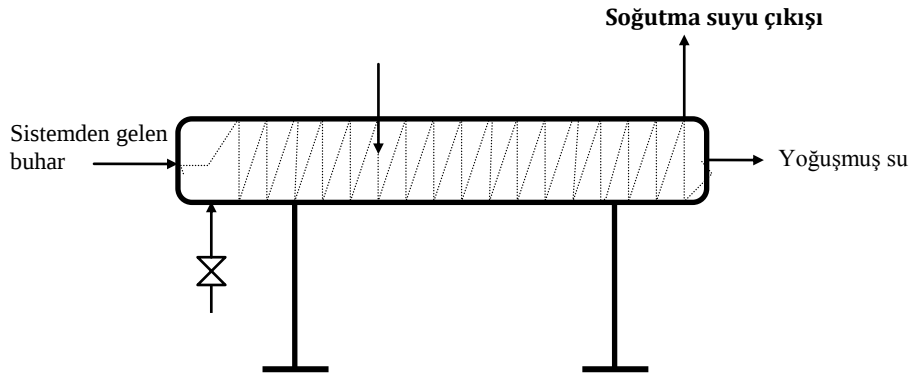


Şekil 3.8. Test borusu elektriksel bağlantısı

Orifis levhası: Gerekli durumlarda istenen basınç düşümünü sağlamak amacıyla test borusu çıkışına bir orifis levhası monte edilmiştir. Deneylerde orifis çapının boru çapına oranı (β) 0.45 olarak alınmıştır.

3.1.3. Akışkan depolama bölümü

İş yapan akışkan olan su test bölümünden sonra depolama bölümüne gelir. Depolama bölümünün görevi test borusundan genellikle buhar fazında çıkan suyun deneysel çalışma başlangıç şartlarına getirilmesi amacıyla soğutulması ve depolanmasını sağlamaktır. Akışkan depolama bölümü; yoğuşturucu (14), azot tankı (15), regülatör (16) ve akışkan depolama tankından (17) oluşmaktadır. Test bölümü çıkışında hemen hemen tamamı buhar fazında olan iş yapan akışkan su soğutmalı yoğuşturucudan geçirilerek yoğuşturulur. Yoğuşturulan su sıvı fazda depolama tankına sevk edilir. Bu tankta depolanan su azot gazı yardımıyla tekrar basınçlandırılarak ana besleme tankına sevk edilir. Bundan sonra iş yapan akışkan olan suyun sistemdeki çevrimsel sirkülasyonu aynı şekilde tekrarlanarak devam eder.



Şekil 3.9. Yoğuşturucu

Yoğuşturucu: Akışkanı buhar fazından sıvı fazına geçirmek için kullanılan yoğuşturucu yatay gövde-boru tipi bir ısı değişiricidir. Yoğuşturucunun dış gövdesi 0.16m çap ve 1.45m uzunluğunda dikişli siyah boru malzemesinden imal edilmiştir. Test çıkışında istenilen sıvı fazını sağlamak amacıyla yoğuşturucu içerisindeki 0.02m

apa sahip bakır borunun dışından soğutma suyu geçmekte, spiral olarak yerleştirilen bakır borunun içersinden ise iş yapan akışkan geçmektedir (Şekil 3.9).

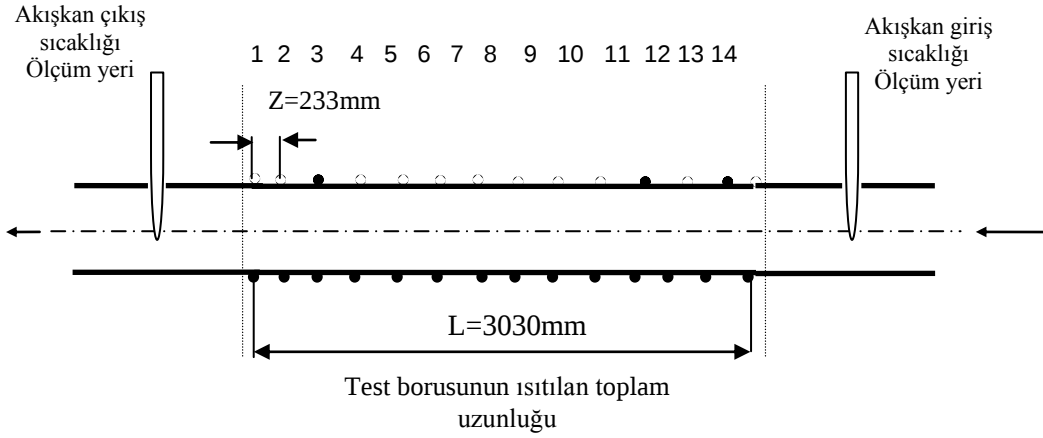
Depolama tankı: Yoğuşturucuda sıvı hale gelen akışkan sıvı fazda depolama tankına sevk edilir. Depolama tankı 0.75m çapında, 1.75m boyunda ve 1cm cidar kalınlığına sahip normal düz siyah saç malzemesinden silindirik olarak imal edilmiş ve dikey pozisyonda yerleştirilmiştir. Depolama tankındaki sıvı fazdaki su ana besleme tankına yüksek basınçlı azot gazı kullanılarak gönderilmektedir.

3.2. Ölçümler

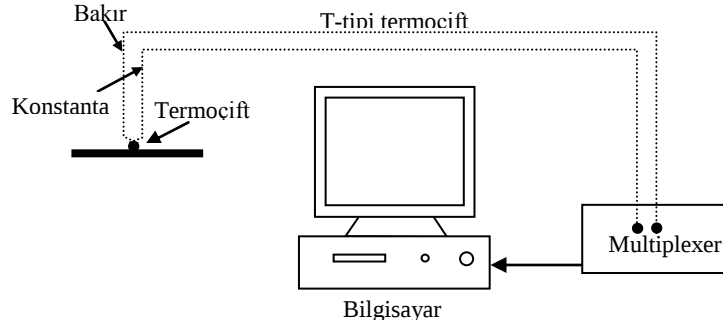
3.2.1. Sıcaklık ölçümleri

Deney düzeneğinde toplam 30 ölçüm yerinde 0.25mm çapında T tipi bakır-konstantan termoiftleri kullanılarak sıcaklıklar ölçülmüştür. Bu termoelemanlar vasıtasıyla alınan sıcaklık okuma hatası $\pm 0.5^{\circ}\text{C}$ civarındadır. Akışkanın test borusuna giriş ve çıkıştaki sıcaklıklarının ölçümü için 5 mm çapında bir ucu kapalı ince bakır boru içersine yerleştirilen termoelemanlar kullanılmış ve bakır boru test borusunun giriş ve çıkışında boru içersine daldırılarak sıcaklıklar ölçülmüştür. İki fazlı akış rejimlerini ve akış osilasyonlarını belirlemek amacıyla kullanılan termoiftler ise termoeleman uçlarının test borusu cidarının dış yüzeyine tespit edilmesi yoluyla ölçülmüştür. Test borusu yüzey sıcaklıkları eşit aralıklarla 14 tanesi üst cidar boyunca diğeri 14 tanesi de alt cidar boyunca olmak üzere toplam 28 termoeleman çifti kullanılarak ölçülmüştür (Şekil 3.10). Test borusu direkt olarak elektrikle ısıtıldığından elektriksel gürültü etkisini ortadan kaldırmak amacıyla termoeleman çiftlerinin uçları elektriksel olarak yalıtkan fakat termal iletkenliği iyi olan amiyant levhalar arasına yerleştirilmiştir. Termoelemanlar ve basınç/debi transdüserlerinden alınan sinyallerin okunabilmesi ve değeriendirilmesi amacıyla analog/dijital Advantec Data Okuma kartı kullanılmıştır. Şekil 3.11 termoiftlerin data okuma kartına bağlantısını şematik olarak göstermektedir. Termoelemanların bakır ucu kartta bulunan herhangi bir kanalın pozitif ucuna, konstantan ucu ise negatif ucuna bağlanmıştır. Saniyede 100 adet örnekleme yapabilme

yeteneğine sahip bu kontrol kartından alınan okumalardaki toplam hata oranı kontrol kartının seçilen kazanç değeri seviyesine bağlı olarak $\pm 0,1^\circ\text{C}$ ile $\pm 0,5^\circ\text{C}$ arasında değişmektedir.



Şekil 3.10. Test borusu cidar sıcaklığı ölçüm noktaları



Şekil 3.11. Termoçiftlerin data okuma kartına bağlantısının şematik gösterimi

3.2.2. Basınç ölçümleri

Deney düzeneğinde ana tank, dengeleyici tank, azot tankı, test borusu girişi ve orifisden önce ve orifisden sonraki basınçlar ölçülmüştür. Ana tank, dengeleyici tank, azot tankı ve orifisin girişindeki basınçlar analog Bourdon tipi manometreler kullanılarak

ölçülmüştür. Bourdon tipi manometreler 0-100 bar arasındaki basınçları okuyabilmektedir. Skala üzerinde 0.5bar'lık basınç okunabilmektedir. Analog manometrelerde okunan basınç değerlerindeki toplam hata oranı $\pm\%0.1$ bar düzeyindedir. Test borusu girişinde ise giriş basıncını ölçmek amacıyla basınç transdüseri kullanılmıştır. Bu basınç transdüserinden alınan 4-20 mA seviyesindeki analog sinyaller data okuma kartıyla işlenmiştir (Şekil 3.4). Transdüseri elektriksel olarak beslemek için DC güç kaynağı kullanılmıştır. Basınç transdüserinden alınan datalardaki toplam hata oranı $\pm\%0.1$ düzeyindedir.

3.2.3. Debi ölçümleri

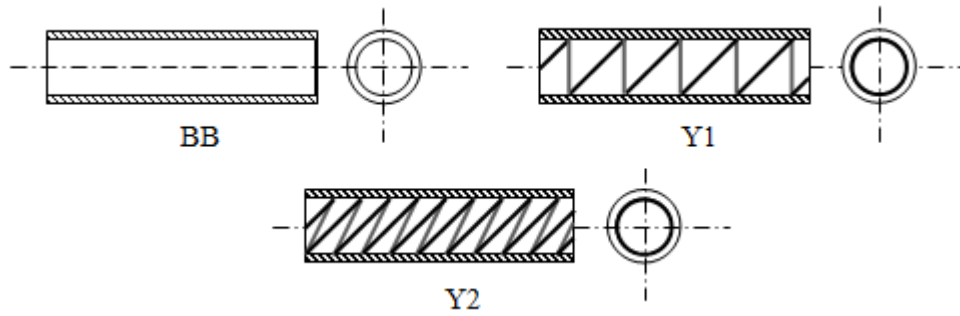
Kütleli debi akış rejimlerinin, kararlılık sınırlarının ve osilasyon tiplerinin belirlenmesinde kullanıldığından çok hassas olarak ölçülmesi gerekmektedir. Akışkanın debisini ölçmek ve ayarlamak amacıyla sistemde iki adet flowmetre kullanılmıştır. Bu flowmetrelerden birisinin ölçüm aralığı 0-400 l/h, diğerinin ölçüm aralığı ise 0-1000 l/h'dir. İstenen debi ayarı flowmetre üzerinde bulunan kontrol vanası yardımıyla yapılmaktadır. Bu flowmetreler kullanılarak bulunan kütleli debi değerlerindeki toplam hata oranı $\pm\%0.4$ civarındadır. Deneysel çalışmalar boyunca kullanılan maksimum ve minimum debi değerleri 50–120 g/s arasında değişmiştir.

3.2.4. Isı gücü ölçümleri

Her bir deneysel adımda kullanılan güç değeri DC güç kaynağının üzerinde bulunan ayar düğmesiyle yapılmıştır. Test borusuna verilen ısı gücü değerleri DC güç kaynağının üzerinde bulunan dijital volt ve akım göstergelerinden okunmuştur. Deney sisteminde kullanılan DC güç kaynağı yaklaşık 40 kW güç kapasitesindedir. Yapılan hata analizi sonucu elektriksel güç değerlerinin ölçülmesinde ortaya çıkan toplam hata oranının $\pm\%0.2$ düzeyinde olduğu bulunmuştur.

3.3. Deneysel Yöntem

Deneysel çalışmalarda iki fazlı akış kararlı durum karakteristikleri belirlenmiştir. Deneyler yaklaşık 40-100 g/s debi aralığında altı farklı debide yapılmıştır. Isıl güç 24 kW da sabit tutulmuştur. Giriş aşırı soğutmasının kararlı durum karakteristiklerine etkisini belirlemek amacıyla 20, 25 ve 30°C olmak üzere üç farklı akışkan giriş sıcaklığı kullanılmıştır. Çıkış orifis çapı oranı 0.45, sistem basıncı 7,5 bar dır. Isı transfer iyileştirmesinin etkisini belirlemek amacıyla 2 farklı ısı transfer yüzey konfigürasyonu kullanılmıştır. Şekil 3.12’de bu ısı transfer yüzeyleri ve karakteristikleri verilmiştir. Şekil 3.13. ısı transfer iyileştirme elemanlarının fotoğrafını göstermektedir. BB borusu boş boru, Y1 ve Y2 boruları farklı adımlara sahip yay elemanları içeren borulardır.



Boru adı	Boru karakteristiği	d_e (mm)
BB	Boş boru	12,7
Y1	Tel çapı=1,8 mm, yay adımı=15 mm olan boru	12,52
Y2	Tel çapı=1,8 mm, yay adımı=10 mm olan boru	12,43

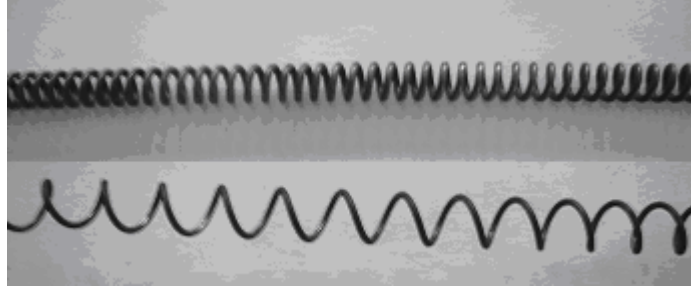
Şekil 3.12. Isı transfer yüzey konfigürasyonları ve karakteristikleri

Şekil 3.12’de de gösterildiği gibi ısı transfer yüzeyleri efektif çapla karakterize edilmektedir. Efektif çap aşağıdaki eşitlik kullanılarak hesaplanmıştır.

$$d_e = \sqrt{\frac{4V'}{\pi L}} \quad (3.1)$$

Burada V' boru net iç hacmini ve L boru uzunluğunu göstermektedir.

Önce boş boruda deneyler yapılmıştır. İlk deneylerde sisteme ısı gücü verilmemiş ve $P_{sis}=7,5$ bar, $T_g=15^\circ\text{C}$ ve $\beta=0,45$ sabit tutulmuştur. Giriş sıcaklığı artırılarak $T_g=20^\circ\text{C}$, $T_g=25^\circ\text{C}$ ve $T_g=30^\circ\text{C}$ sıcaklıkları değişen debi değerleri için deneyler yapılmıştır. Isı gücü $\dot{Q} = 24$ kW da sabit tutulmuştur. Böylece durum karakteristiklerini bulmak için yapılan bu deneyler tamamlanmıştır. Boş boru deneyleri bittikten sonra sırasıyla Y1 ve Y2 borularına ait deneyler yapılmıştır.



Şekil 3.13. Isı transfer iyileştirme elemanları

Her bir deneyde aşağıda belirtilen parametreler ölçülmüştür:

1. Test borusu yüzey sıcaklığı (14 alt, 14 üstten olmak üzere 28 adet)
2. Akışkanın test borusuna giriş ve çıkış sıcaklıkları
3. Akışkanın test borusuna giriş ve çıkışındaki statik basınç
4. Test borusu girişindeki debi

3.3.1. Kararlı durum karakteristiklerinin belirlenmesi deneyleri

Kararlı durum deneyleri kararlı durum karakteristiklerini belirlemek amacıyla yapılmıştır. Kararlı durum karakteristikleri basınç düşümünün debiyle değişimini gösteren $\Delta p - \dot{m}$ grafikleriyle gösterilmektedir. Buradaki basınç düşümü dengeleyici tank basıncı ile orifis plakasından sonraki akışkanın basıncı arasındaki farktır.

Deneylere $\dot{m} = 100 \text{ g/s}$ debisiyle başlanmıştır. Yüksek debilerde akış tek fazlı sıvı akışıdır ve karakteristik eğriyi belirlemek amacıyla debi yaklaşık 10-12 g/s aralıklarla azaltılmıştır. Tümüyle buhar akışının karakteristiğini belirlemek amacıyla debi çok düşük değerlere azaltılmalıdır. Deneylerde en düşük debi değeri $\dot{m} = 40 \text{ g/s}$ olarak alınmıştır. Meydana gelecek muhtemel burnoutların boru malzemesine zarar vermemesi düşüncesi ile deneylerin tümünde daha düşük debi değerlerine erişilememiştir. Cidar sıcaklıkları ve akışkan çıkış sıcaklığı gözlenerek borunun burnout bölgesine erişip erişmediği kontrol edilmiştir.

Kararlı durum karakteristiklerini belirlemek amacıyla yapılan deneylerde sırasıyla aşağıda belirtilen deneysel çalışma adımları izlenmiştir:

- a. Ana tank azot gazı ile sistem basıncı seviyesine basınçlandırılmış ve sistem basıncı azot tüpü üzerinde bulunan basınç regülâtörü vanası vasıtasıyla ayarlanmıştır.
- b. Kararlı durum çalışmalarında kullanılmayan dengeleyici tankta sıkıştırılabilir hacmin olmaması için dengeleyici tanktaki seviye göstergesi izlenerek bu tank içerisinde bulunan azot gazı tahliye edilmiştir.
- c. Sistemin debisi kontrol vanası kullanılarak deneysel çalışmada tespit edilen en yüksek debi değerine ayarlanmıştır.
- d. Ana tanktan gelen suyun test borusuna giriş sıcaklığına gelmesi için dijital termostat vasıtasıyla belirlenen sıcaklığa ayar yapılmıştır.
- e. İş yapan akışkanın yoğunlaştırıldığı ısı değiştiricinin soğutma suyu açılmıştır.
- f. Sistem çalıştırılmış ve kararlı hale gelmesi beklenmiştir.
- g. Test borusuna gerekli ısı gücünü temin eden ayarlanabilir DC güç kaynağı istenen güç değerine ayarlanarak sisteme ısı verilmiştir.
- h. Sistemin kararlı hale gelmesi beklenmiştir. Test borusu yüzey sıcaklıklarında 0.5°C 'den daha fazla bir değişim gözlenmediğinde sistemin kararlı hale geldiğine karar verilmiştir.
- i. Sistem kararlı hale ulaştıktan sonra gerekli tüm ölçümler alınmış ve böylece belirlenen debi için deney tamamlanmıştır.

j. Giriş debisi $\dot{m} = 40 \text{ g/s}$ değerine gelinceye kadar çeşitli debilerde yeni bir debi değeri için yukarıda anlatılan işlemler tekrar edilmiştir.

4. ARAŞTIRMA BULGULARI ve TARTIŞMA

Bu bölümde deneysel çalışmalar sonucu elde edilen araştırma bulguları sunulacak ve değerlendirilecektir. Araştırma bulguları ve tartışma ismini taşıyan bu bölüm boş borudaki iki fazlı akış, iyileştirme elemanı kullanan borulardaki iki fazlı akış ve boru yüzey konfigürasyonlarının karşılaştırılması olmak üzere üç alt bölüm halinde düzenlenmiştir.

4.1. Cidar Sıcaklık Profilleri

Yatay bir boru kanalında dikey bir boru kanalında meydana gelen iki fazlı akış rejimlerinden daha fazla akış rejimi meydana gelmektedir. Bu da yer çekim kuvvetinin yatay akışlarda akış yönüne paralel değil dik olarak etkimesinden kaynaklanmaktadır. Bundan dolayı her iki faz dağılımı asimetrik bir karakter gösterirken akış kuvvetleri simetrik karakterde ortaya çıkmaktadırlar. Yüzdürme kuvvetleri yardımıyla alt cidarda meydana gelen kabarcıklar üst cidara doğru hareket ederler. Bunun sonucunda alt cidar genellikle sıvı fazı ile kaplı iken üst cidarda bir kabarcık birikimi söz konusudur. Üst cidarda toplanan kabarcıkların sahip olduğu ısı transfer katsayısının alt cidar boyunca akmakta olan sıvı fazın ısı transfer katsayısından daha küçük olması nedeniyle alt ve üst cidar sıcaklıkları arasında farklılıklar ortaya çıkmaktadır.

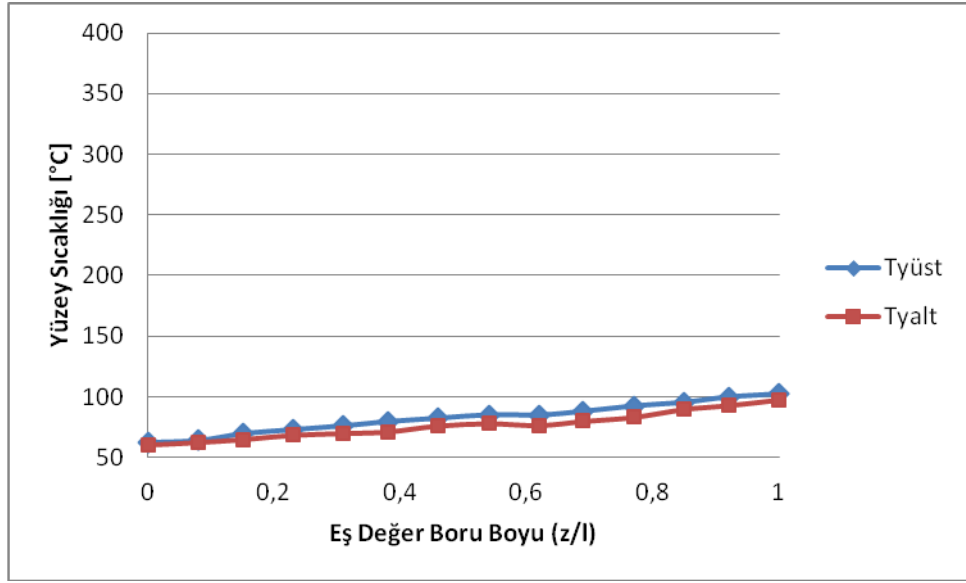
Bu deneysel çalışmada 14 adet termo çift üst cidara 14 adet termo çift de alt cidara tespit edilerek ısıtıcı test borusu boyunca alt ve üst cidar sıcaklık değerleri ölçülerek akış rejimleri tahmin edilmeye çalışılmıştır. Sistem kararlı halde iken alınan bu sıcaklık verileri yardımıyla her bir akış rejimi için sıcaklık profilleri çıkarılmıştır. Test ortamında meydana gelen akış rejiminin tahmin edilmesinde faydalı olan bu sıcaklık profilleri; her bir deneysel adımda kademe kademe azaltılan kütsel debi değerlerine karşılık sabit ısı gücü, sabit sistem basıncı, sabit bir kısıtlama değeri ile farklı giriş sıcaklık değerleri için ayrı ayrı grafiksel olarak hazırlanarak incelenmiştir. Deneysel çalışmada kullanılan bu parametre değerleri sırasıyla; ısı gücü $Q=24 \text{ kW}$, sistem basıncı

$P_{\text{sis}}=7.5$ bar, kısıtlayıcı katsayısı $\beta=0.45$ ve üç farklı giriş sıcaklıkları $T_1=20^\circ\text{C}$, $T_2=25^\circ\text{C}$, $T_3=30^\circ\text{C}$ 'dir. Bütün sıcaklık profilleri boru uzunluğu boyunca elde edilen alt ve üst cidar sıcaklık değerleri için çizilmiştir.

4.1.1. Boş boru için sıcaklık profilleri

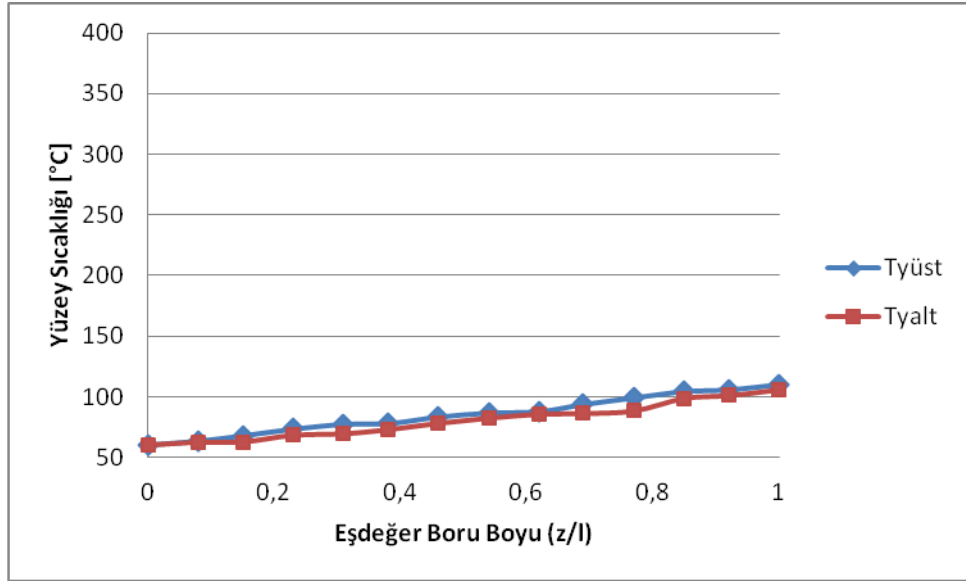
A. BB için $T_g=20^\circ\text{C}$ 'de cidar sıcaklık profilleri

Şekil 4.1, Şekil 4.7 ve Şekil 4.14'de boş boru için tek fazlı konveksiyon halindeki sıcaklık profilleri gösterilmiştir. Şekil 4.1'de giriş sıcaklığı $T_g=20^\circ\text{C}$, akışkan giriş debisi $\dot{m}=105$ g/s, ısı gücü $Q=24$ kW ve çıkış kısıtlayıcı katsayısı $\beta=0.45$ olarak ele alınmıştır. Şekillerden de görüldüğü gibi test bölümünde ki akış tek sıvı fazındadır. Isıtıcı test borusunun cidarında üretilen ısıнын tamamına yakını sıvı fazına transfer edilmektedir. Ancak bu akış durumunda üretilen ısı sıvı fazını kaynama noktasına taşıyacak düzeyde değildir. Alt ve üst cidar sıcaklıkları test borusu girişinden itibaren hemen hemen lineer olarak değişmektedir. Üst cidar sıcaklığı alt cidar sıcaklığından daha yüksek değerlerde seyretmektedir. Zira kaldırma kuvvetlerinden dolayı daha düşük yoğunluğa sahip sıvı tabakası akış yönünde üst cidara doğru hareket etmektedir. Alt cidarda ise daha yoğun olan sıvı tabakası ile işgal edilmektedir. Üst cidar boyunca akan daha düşük yoğunluklu sıvı tabakasının sahip olduğu ısı transfer katsayısı alt cidar boyunca akmakta olan daha yoğun sıvı tabakasının sahip olduğu ısı transfer katsayısından daha küçük olması nedeniyle üst cidarda ki akışkan tarafından transfer edilen ısı miktarı alt cidardakine nispeten daha az olmaktadır. Bunun sonucunda da test borusunda akış yönünde elde edilen üst cidar sıcaklığı daima alt cidar sıcaklığından yüksek olmaktadır.



Şekil 4.1. BB için “Tek fazlı konveksiyon” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=70^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,10$ bar ve $\dot{m}=105\text{g/s}$)

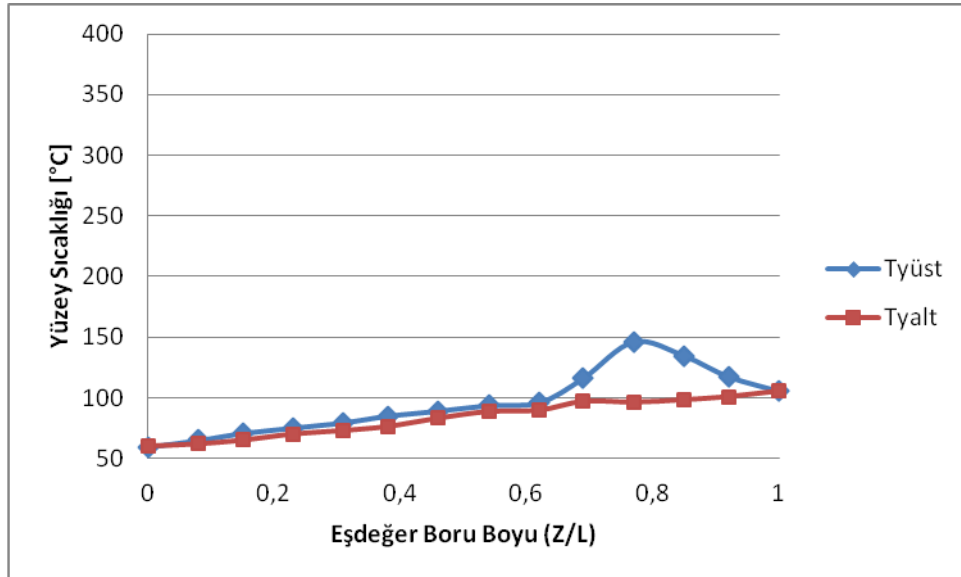
Şekil 4.2 ve Şekil 4.15’de boş boru için kısmi kaynama durumunda elde edilen sıcaklık profilleri gösterilmiştir. Kısmi kaynama durumu için çizilen şekle dikkat edilirse tek fazlı konveksiyonlu akışın sonu ile çekirdekli kaynama durumunun başlangıcı görülebilir. Akış yönünde test borusunun alt ve üst cidar sıcaklıklarında bir artış söz konusudur. Akışkan giriş sıcaklıklarındaki azalmalarla beraber çekirdekli kaynamanın başlangıç noktası ön taraflardan test borusunun sonuna doğru hareket etmektedir. Bunu akışkan giriş sıcaklığındaki azalmayla yani girişte daha yüksek ısı transfer katsayısına sahip olan akışkan aşırı soğutma düzeyinin artması ile açıklayabiliriz. Aşırı soğutma oranı artan akışkan ise test borusu cidarından daha fazla ısı absorbe edecektir. Çekirdekli kaynamanın başladığı noktadan itibaren tek fazlı konveksiyon durumuna göre daha yüksek ısı transfer katsayılarına ulaşıldığı söylenilebilir. Böylece hem alt cidar sıcaklığı hem de üst cidar sıcaklığı düşmektedir. Burada şunu hatırlarsak; çekirdekli kaynamanın başlamasıyla ısı transfer katsayısında sağlanan artışın temel nedeninin akış ortamında ortaya çıkmakta olan buhar kabarcıklarının büyüyerek test borusu yüzeyinden ayrılmaları ve sıvı faz tabakasında türbülans düzeyinin artmasındandır.



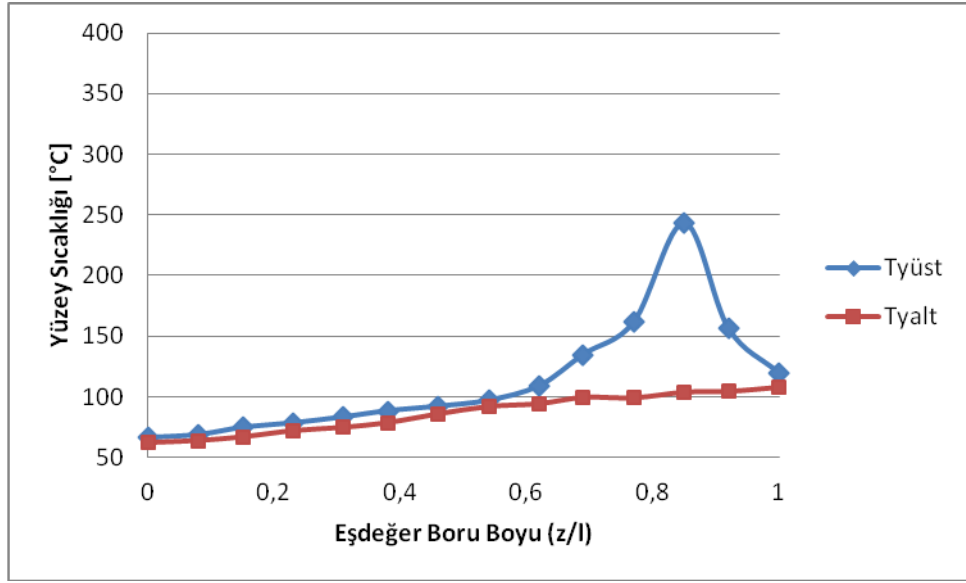
Şekil 4.2. BB için “Kısmi kaynama” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^{\circ}\text{C}$, $T_c=78^{\circ}\text{C}$, $\Delta P=1,04$ bar ve $\dot{m}=89$ g/s)

Şekil 4.3, Şekil 4.4, Şekil 4.8, Şekil 4.9, Şekil 4.16, Şekil 4.17 ve Şekil 4.18’de boş boru için merkezi katmanlaşma durumundaki sıcaklık profilleri gösterilmektedir. Bu şekillere dikkat edilirse üst cidar sıcaklık değerleri borunun orta kısmına doğru oldukça artmaktadır. Şöyle ki bu akış rejiminde borunun orta kısımlarına doğru üst cidarla alt cidar arasındaki sıcaklık farkı 50°C den 210°C ’ye kadar çıkmaktadır. Alt cidar sıcaklıkları ise boru boyunca çok daha kararlı bir artış seyretmektedir. Test borusunun sonuna doğru azalan katmanlaşmadan dolayı alt ve üst cidar sıcaklık değerleri birbirlerine yaklaşmaktadır. Boru alt cidarında lokal olarak henüz kaynama noktasına ulaşılmamıştır. Alt cidar boyunca ısıtılmaya başlanan sıvı fazındaki akışkan tabakası daha düşük yoğunluğa sahip olması nedeniyle test borusunun içerisindeki akış ortamının tam orta kısmından akmaya başlayacaktır. Bu da alt cidar sıcaklığında bir miktarda olsa artışa neden olacaktır. Üst cidarda burn-out olayının borunun orta kısımlarına doğru meydana geldiği şekillerden de rahatça anlaşılmaktadır. Burada test borusunda akmakta olan akışın üst cidara yakın kısmı boyunca tamamıyla buhar fazında olan akışkan kütlesiyle üst cidarın temas ettiği ve burn-out olayının meydana geldiği noktaya literatürde dry-out noktası denmektedir. Çünkü üst cidara yakın kısımlarda biriken kabarcıkların belirli bir süre sonunda birleşerek üst cidarla sürekli temas halinde olan bir buhar yastığının oluşmasına neden olmaktadır. Bu nedenlerden dolayı yatay bir

boru kanalında meydana gelen iki fazlı akış rejiminde borunun orta kısımlarına yakın yerlerde üst cidarda meydana gelen böyle bir burn-out olayının dikkatlice izlenmesi gerekir. Bu inceleme aslında sadece test borusunun orta kısımları ile sınırlı kalmamalı aynı zamanda test borusunda burn-out olayının oluşabileceği muhtemel noktaları da içermelidir. Yine aynı şekillere dikkat edilirse bu burn-out olayının olduğu bölgeden sonra üst cidar sıcaklığının tekrar azalmaya başladığı görülmektedir. Akış yönünde devam etmekte olan buharlaşmadan dolayı akışın buhar fazı artmaktadır. Buhar fazının daha hızlı akış oranına sahip olması nedeniyle sıvı-buhar ara yüzeyinde daha yüksek genliklere ve dalgalı bir formasyona sahip bir iki fazlı akış rejiminin oluşmasına neden olmaktadır. Bu tarz akış rejiminde çok hızlı olan buhar fazında ki akış ara yüzeydeki dalgalara çarparak sıvı fazındaki akışkan partiküllerinin buhar fazındaki akışkan kısmına püskürtülmesine neden olmaktadır. Püskürtülen sıvı fazındaki bu partiküllerin bir kısmı test borusu cidarının en üst kısmı boyunca birikerek tüm boru cidarını kaplayarak annular akış olarak adlandırılan dairesel akış rejimi meydana getirir.

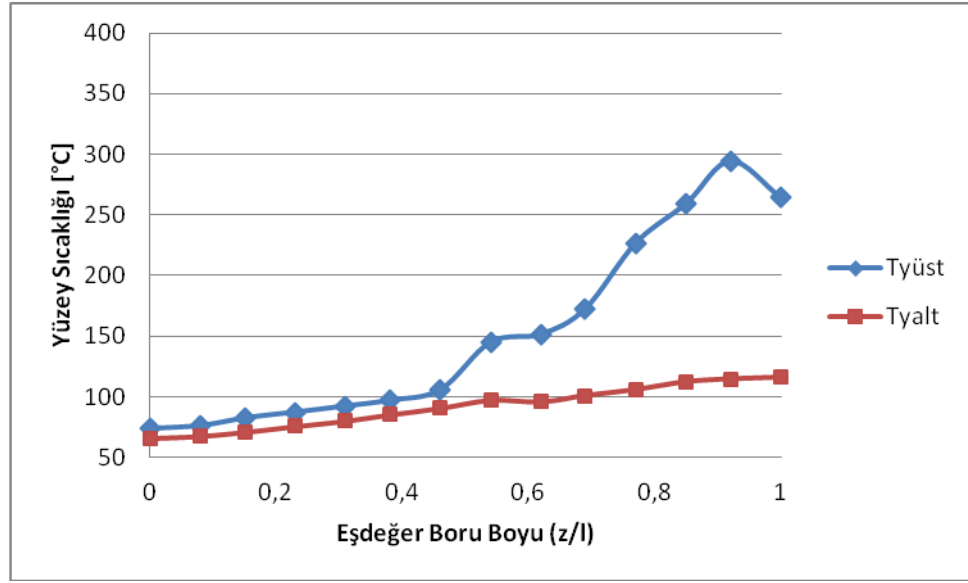


Şekil 4.3. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\phi=89^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,01$ bar ve $\dot{m}=75$ g/s)



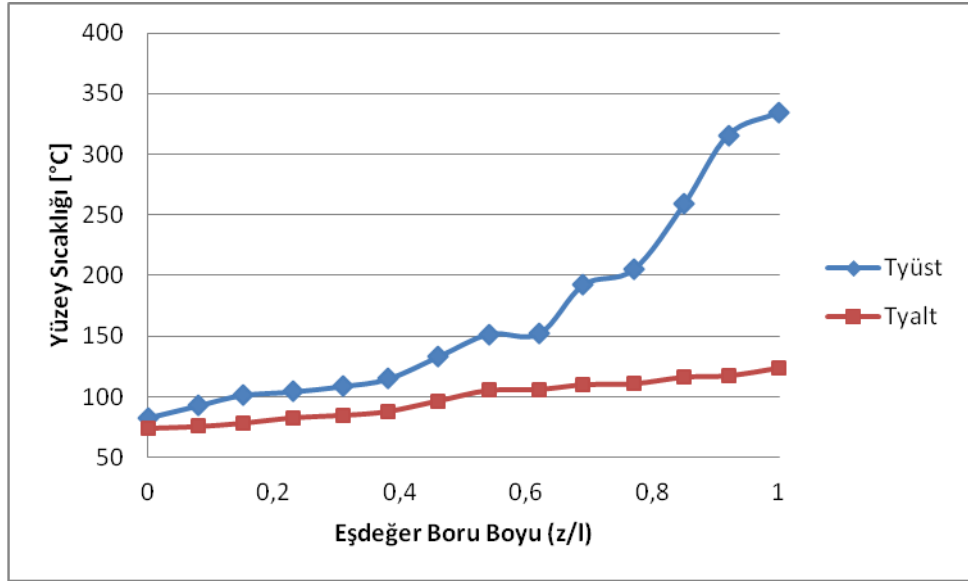
Şekil 4.4. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=97^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,06$ bar ve $\dot{m}=67$ g/s)

Şekil 4.5, Şekil 4.10 ve Şekil 4.19’da boş boru için lokal katmanlı akış rejimine tekabül eden sıcaklık profilleri verilmiştir. Bu sıcaklık profilleri su için oldukça küçük sayılabilecek kütesel debilerde elde edilmektedir. Alt cidar sıcaklıklarındaki artış oldukça karardır. Çünkü bu akış rejiminde alt cidarda üretilen kabarcıklar kaldırma kuvvetlerinin etkisi ile üst cidara doğru sürüklenmektedirler. Bundan dolayı alt cidar tekrar sıvı fazındaki akışkanla kaplanarak alt cidar sıcaklığının hemen hemen sabit olmasını sağlamaktadır. Üst cidar sıcaklıklarına dikkat edilirse burn-out olayının meydana geldiği anlaşılmaktadır. Bu olay boruda önce bir bölgede meydana gelmektedir. Ancak bu bölgede üst cidar sıcaklığında ani bir azalma söz konusu olmaktadır. Buna akış ortamında meydana gelen literatürde mist flow olarak adlandırılan sisli akış rejiminin sebep olduğu söylenebilir. Sisli akış rejimi de boru boyunca çok kısa bir bölgeyi etkileyebilecek şekilde üst cidara yakın yerlerde meydana gelmektedir. Damlacıkların sahip oldukları yüksek ısı transfer kabiliyetlerinden dolayı üst cidar sıcaklığında bir azalmaya sebep olmaktadır. Bu noktadan sonra üst cidar sıcaklığı artarak yine burn-out olayı meydana gelmektedir. Alt cidar boyunca ise yine sıvı fazındaki akışkan akışı devam etmektedir.



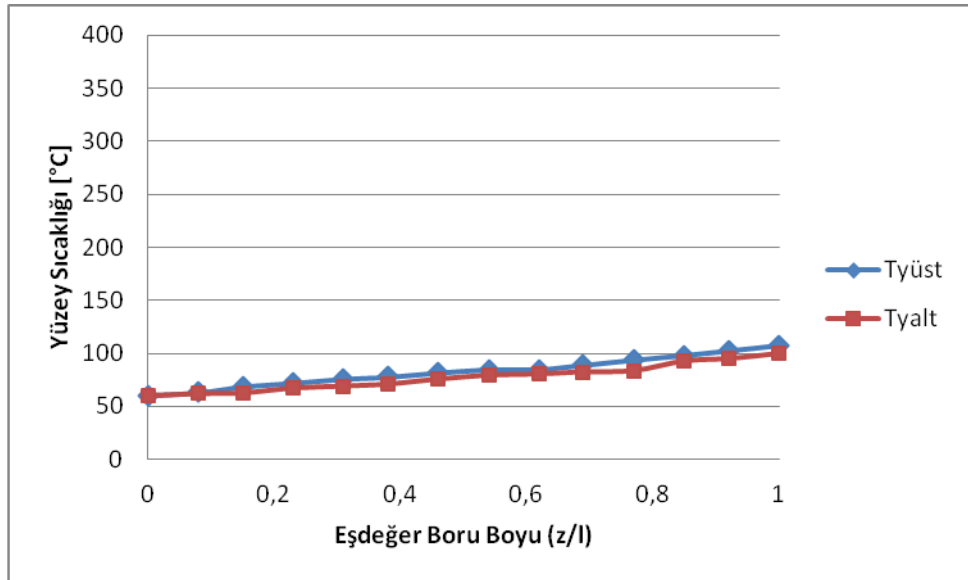
Şekil 4.5. BB için “Lokal katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_g=101^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,11$ bar ve $\dot{m}=56$ g/s)

Şekil 4.6, Şekil 4.11, Şekil 4.12, Şekil 4.13, Şekil 4.20 ve Şekil 4.21’de boş boru için tam katmanlı akış durumunda elde edilen sıcaklık profilleri gösterilmiştir. Şekillerdeki gösterilen sıcaklık diyagramlarında alt ve üst cidar sıcaklıkları arasındaki fark maksimum 240°C ’ye kadar ulaşmaktadır. Şekillere dikkat edilirse üst cidar sıcaklıkları girişe yakın yerlerde artmaya başlamaktadır. Bu artış devam ederken akış yönünde burn-out olayının başladığı anlaşılmaktadır. Bu nedenle test borusunun girişe yakın kısımlarında bir termal karışıklık meydana gelmektedir. Üst cidar tamamen buhar fazında akmakta olan akışkanla temas halinde iken alt cidar ise ince bir sıvı fazında olan akışkan ile temas etmektedir.

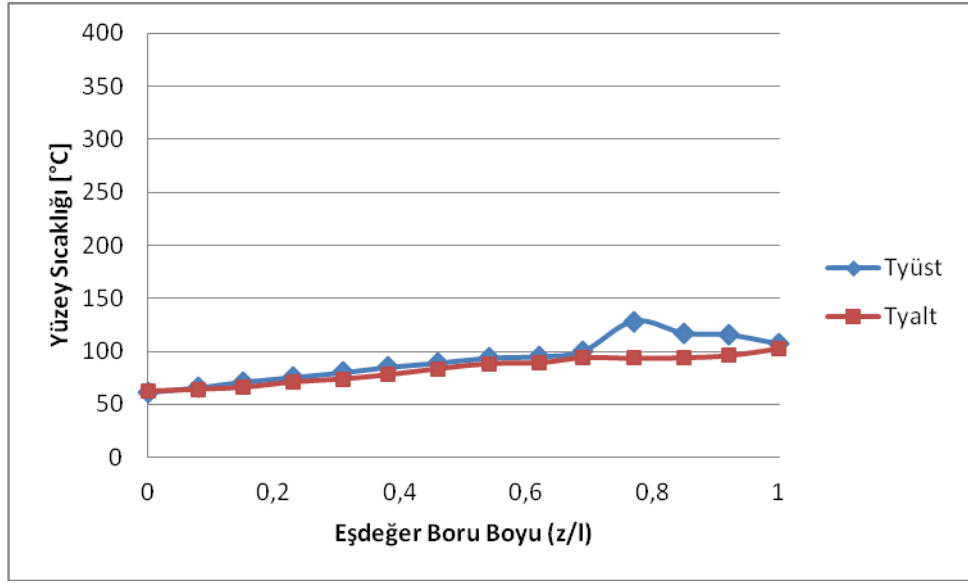


Şekil 4.6. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_g=106^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,23$ bar ve $\dot{m}=45$ g/s)

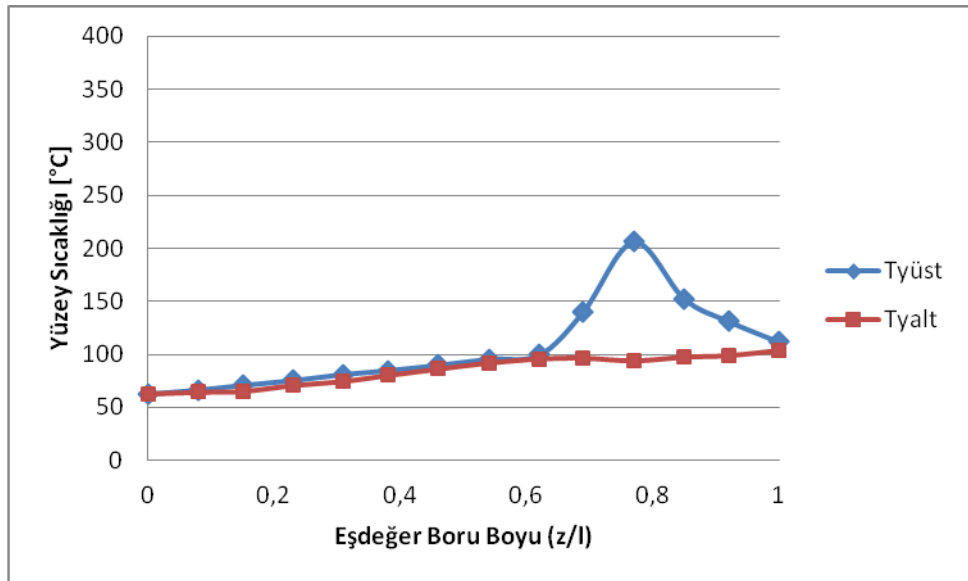
B. BB için $T_g=25^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



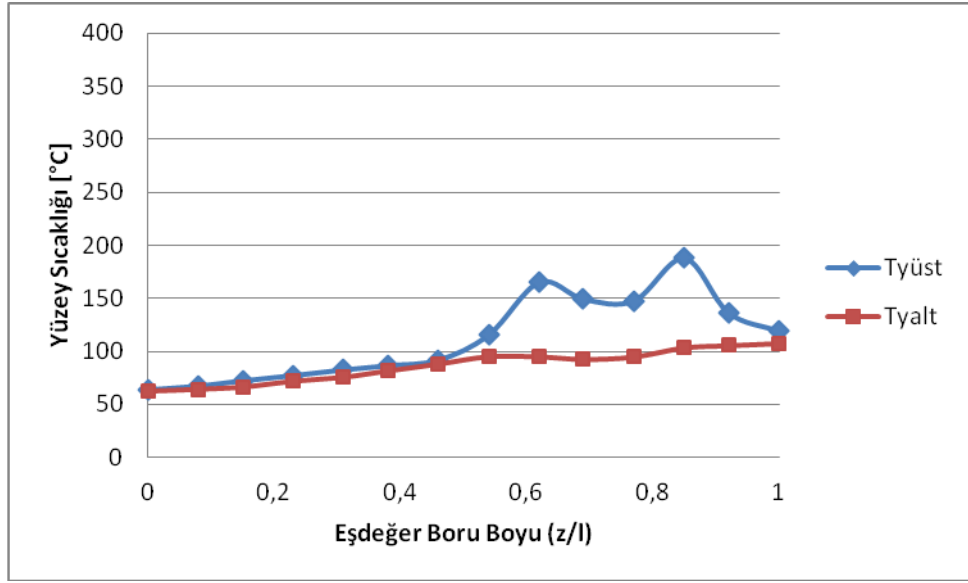
Şekil 4.7. BB için “Tek fazlı konveksiyon” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_g=74^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,11$ bar, $\dot{m}=103$ g/s)



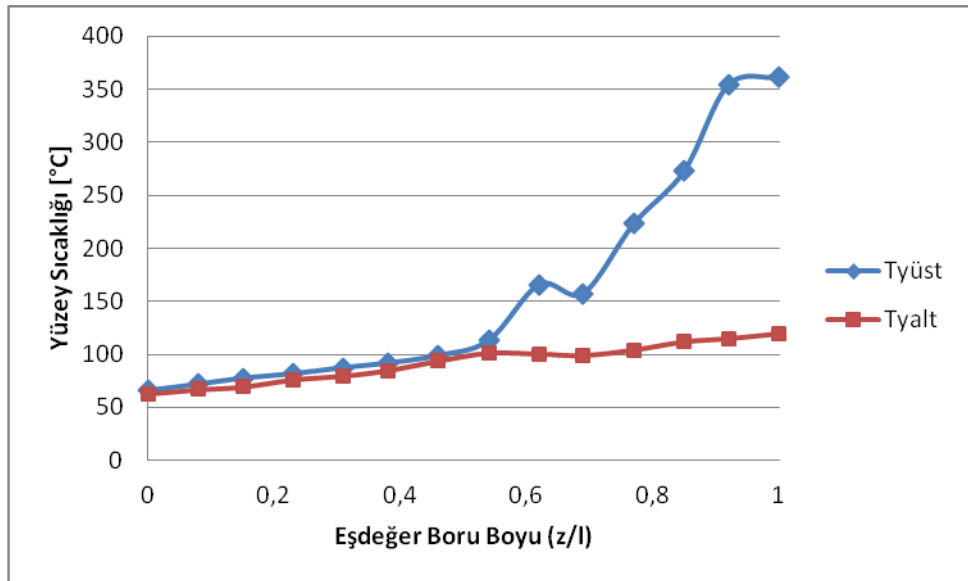
Şekil 4.8. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=88^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,04$ bar, $\dot{m}=84$ g/s)



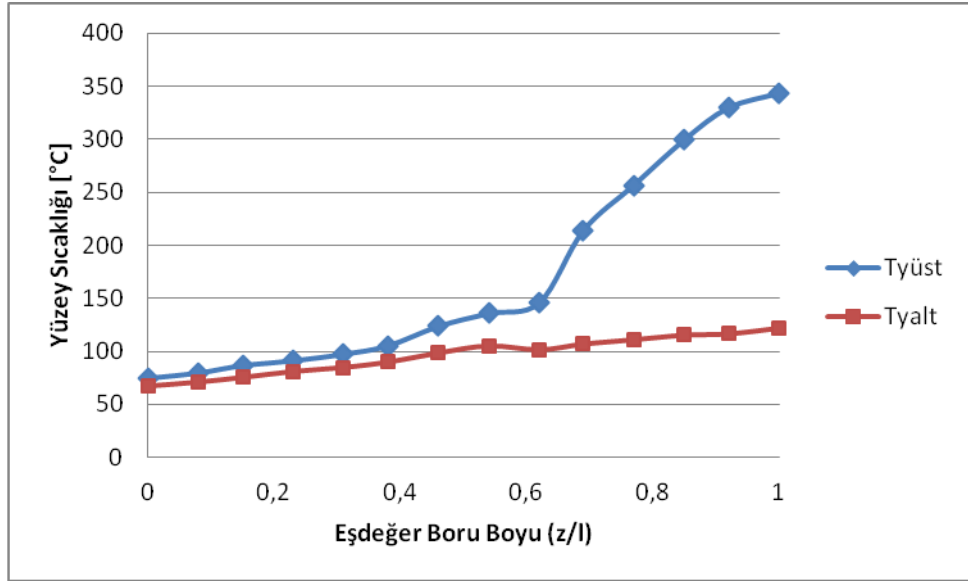
Şekil 4.9. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=94^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,02$ bar, $\dot{m}=77$ g/s)



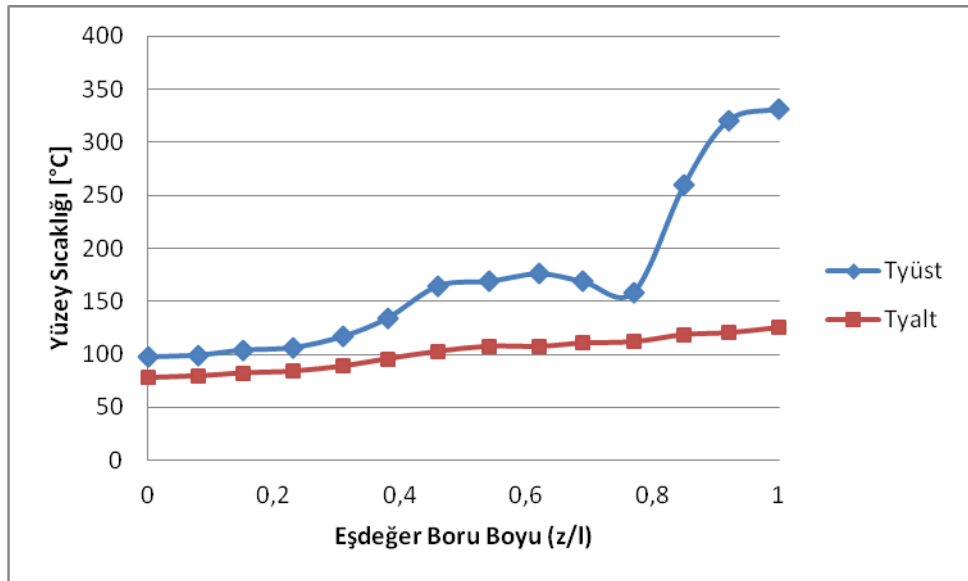
Şekil 4.10. BB için “Lokal katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=96^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,07$ bar ve $\dot{m}=67$ g/s)



Şekil 4.11. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=101^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,17$ bar, $\dot{m}=60$ g/s)

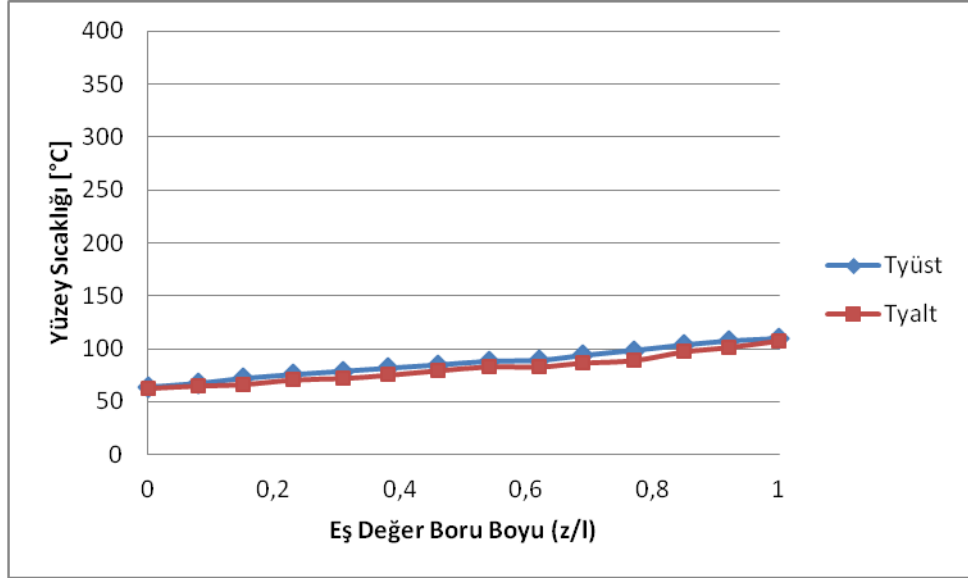


Şekil 4.12. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cıdar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=103^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,25$ bar, $\dot{m}=49$ g/s)

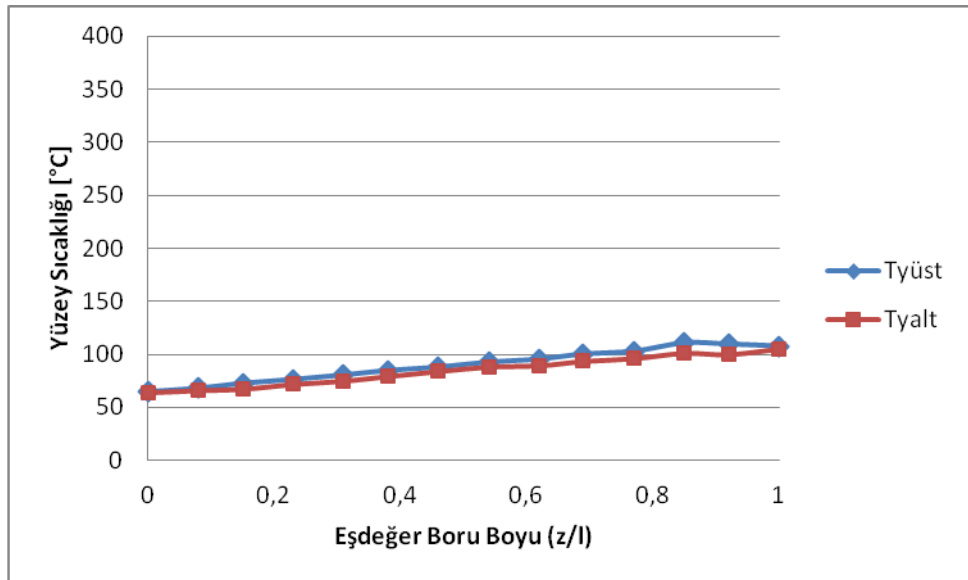


Şekil 4.13. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cıdar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=107^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,35$ bar, $\dot{m}=43$ g/s)

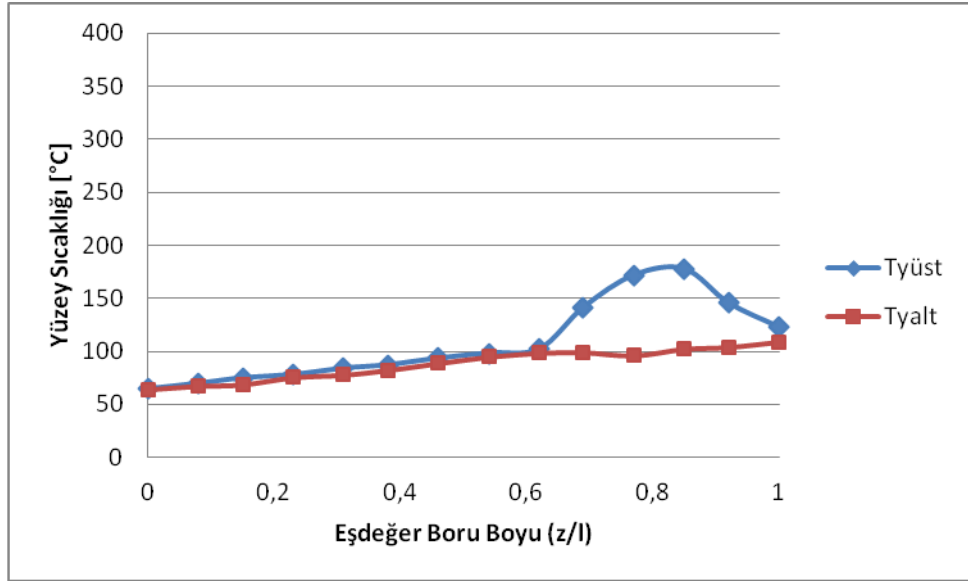
B. BB için $T_g=30^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



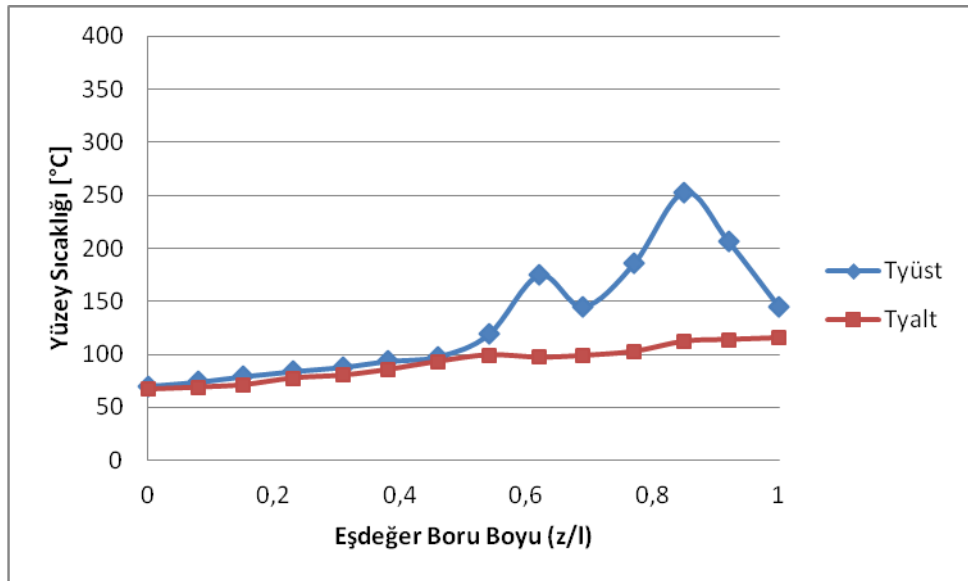
Şekil 4.14. BB için “Tek fazlı konveksiyon” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=79^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,10$ bar, $\dot{m}=102$ g/s)



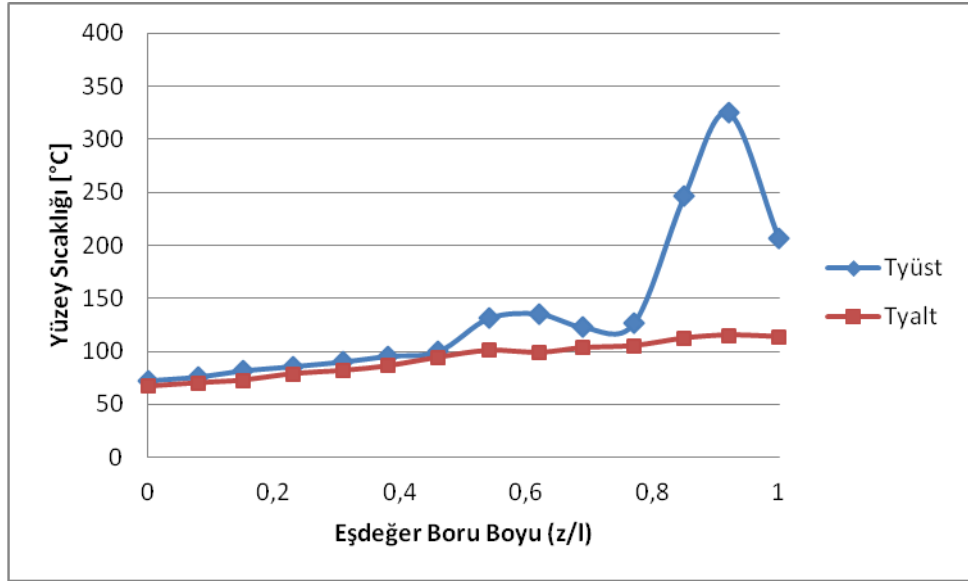
Şekil 4.15. BB için “Kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=86^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,06$ bar ve $\dot{m}=88$ g/s)



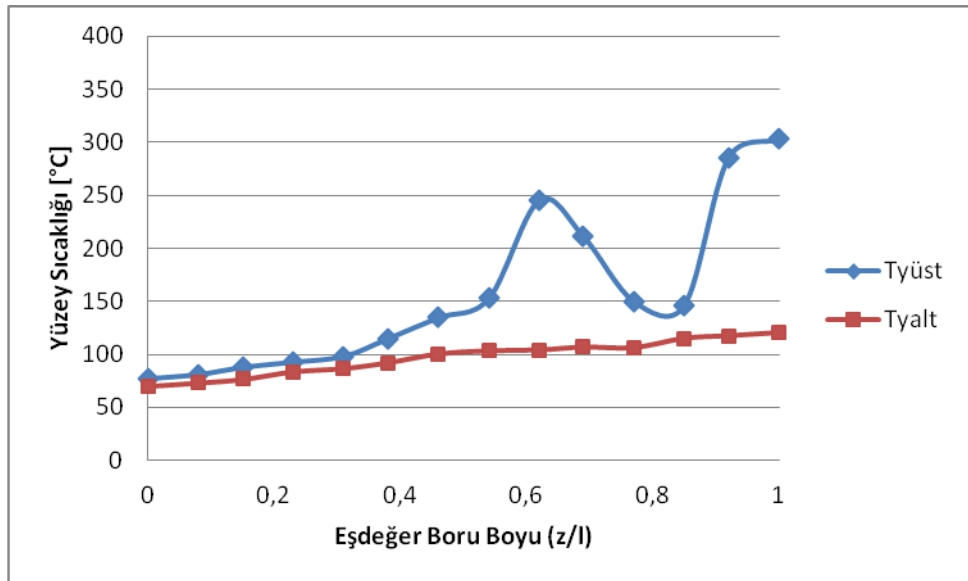
Şekil 4.16. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=94^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,05$ bar, $\dot{m}=78$ g/s)



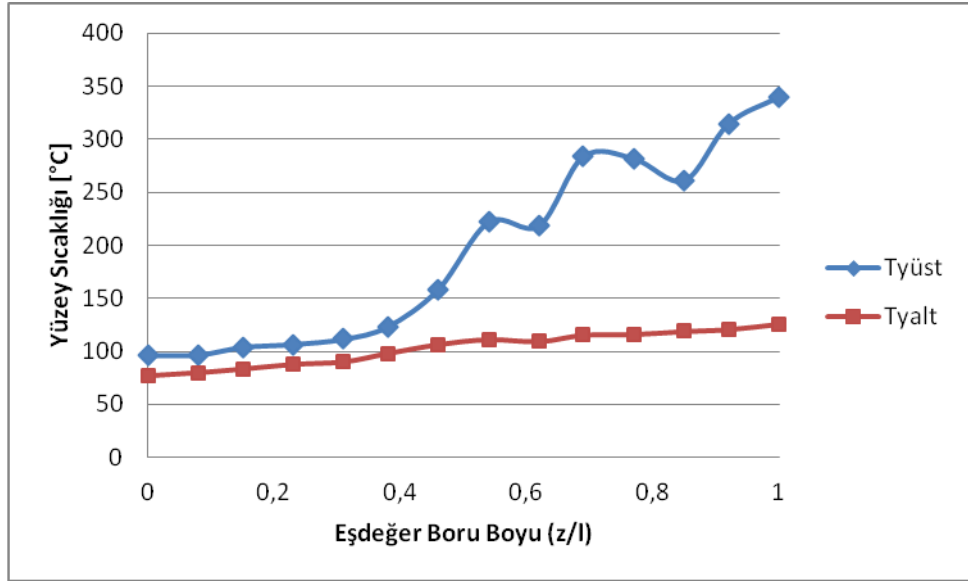
Şekil 4.17. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=100^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,13$ bar, $\dot{m}=64$ g/s)



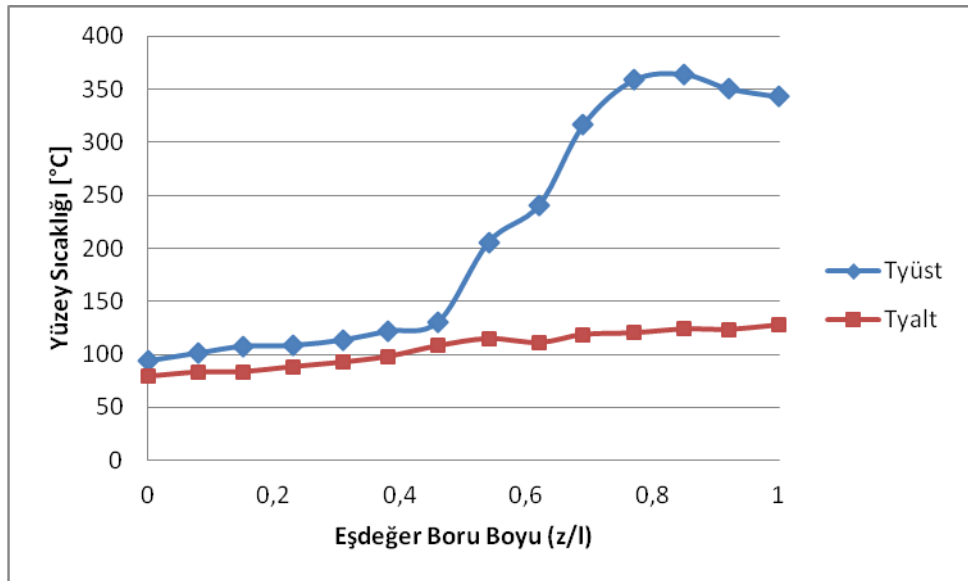
Şekil 4.18. BB için “Merkezi katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=102^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,19$ bar, $\dot{m}=60$ g/s)



Şekil 4.19. BB için “Lokal katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=104^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,29$ bar, $\dot{m}=52$ g/s)



Şekil 4.20. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=109^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,40$ bar, $\dot{m}=43$ g/s)



Şekil 4.21. BB için “Tam katmanlaşmalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=109^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,55$ bar ve $\dot{m}=43$ g/s)

4.1.2. Yay 1 için sıcaklık profilleri

Y1 olarak adlandırdığımız test borumuz içerisinde; tel çapı 1.8 mm, adımı 15 mm olan bir yay elmanı bulunmaktadır ve efektif çapı 12.52 mm'dir.

Y1 için aşağıda gösterilecek şekillerden de kolayca anlaşılacağı gibi boş boruya nispeten daha az katmanlaşma söz konusudur. Çünkü Y1'in içerisine yerleştirilmiş bulunan yay elemanı boru boyunca akıştaki türbülans düzeyini arttırarak sıvı ve buhar fazlarının karışık bir şekilde akmalarına neden olmaktadır.

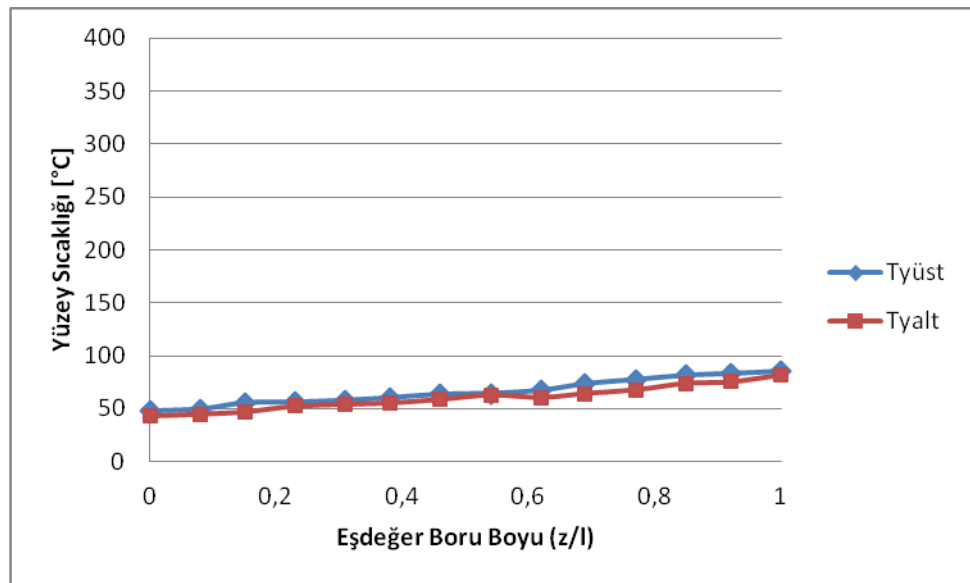
Şekil 4.23, Şekil 4.24, Şekil 4.25, Şekil 4.26, Şekil 4.30, Şekil 4.31, Şekil 4.32, Şekil 4.33, Şekil 4.37, Şekil 4.38, Şekil 4.39 ve Şekil 4.40'da Y1 için tek fazlı konveksiyonlu ve kısmi kaynamalı akış rejimi durumlarında elde edilen sıcaklık profilleri gösterilmektedir. Dikkat edilirse tek fazlı konveksiyonlu akış rejiminde boru elemanı için de alt ve üst cidar sıcaklıkları boru boyunca lineer bir şekilde artmaktadırlar. Alt ve üst cidar sıcaklıkları arasındaki fark maksimum 5°C civarındadır. Aynı zamanda bu akış rejiminde Y1 için elde edilen alt ve üst cidar sıcaklıkları boş boruya nazaran oluşan türbülans dolayısı oldukça düşük değerlerde seyretmektedir.

Tek fazlı konveksiyon durumu eş değer boru boyunca bir müddet devam ettikten sonra kısmi kaynamalı akış rejiminde elde edilen sıcaklık profilleri tesbit edilmektedir. Şekillere dikkat edilirse sıvı ve buhar fazlarının karışık bir şekilde akması nedeniyle gerek alt cidar sıcaklık değerleri gerekse üst cidar sıcaklık değerleri birbirlerine oldukça yaklaşmakta daha sonra iki cidar sıcaklığı arasındaki fark artmaktadır. Alt ve üst cidar sıcaklıkları arasındaki fark maksimum 15°C civarına kadar ulaşmaktadır. Buda bize daha az bir katmanlaşmanın meydana geldiğini göstermektedir. Hatta bazen alt cidar sıcaklığı üst cidar sıcaklığından daha yüksek olmaktadır.

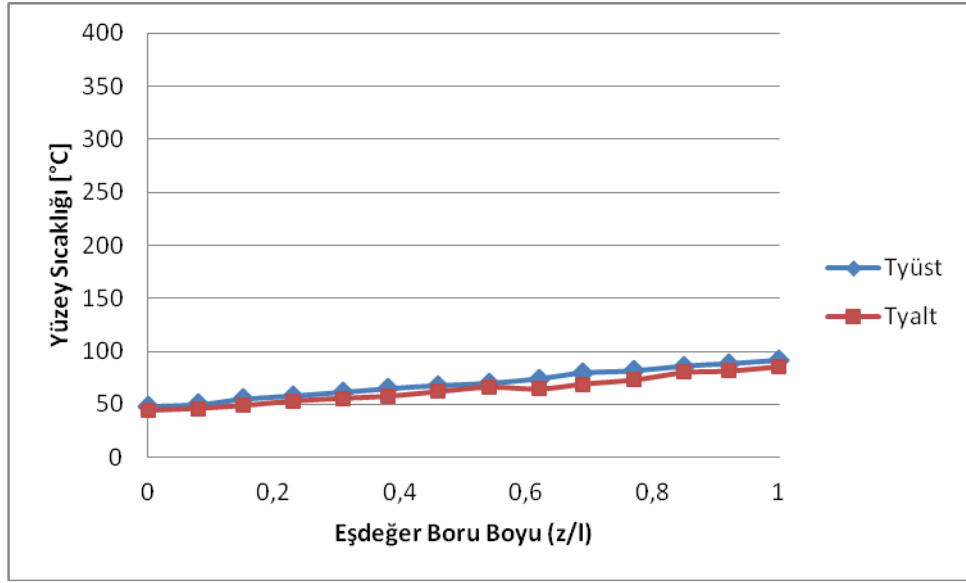
Şekil 4.27, Şekil 4.28, Şekil 4.29, Şekil 4.34, Şekil 4.35, Şekil 4.36, Şekil 4.41, Şekil 4.42 ve Şekil 4.43'de ise Y1 için tek fazlı konveksiyonlu, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı akış rejimleri durumlarında elde edilen sıcaklık profilleri gösterilmektedir.

Şekillere dikkat edilirse eş değer boru boyunun son diliminde alt ve üst cidar sıcaklıkları hemen hemen aynı değerde sabit kalmaktadır. Bunun nedeni boru içerisine yerleştirilmiş bulunan yay elemanının akışa sağlamış olduğu türbülanstır. Böylece sıvı ve buhar fazları akış ortamında karışık bir şekilde akmaktadırlar.

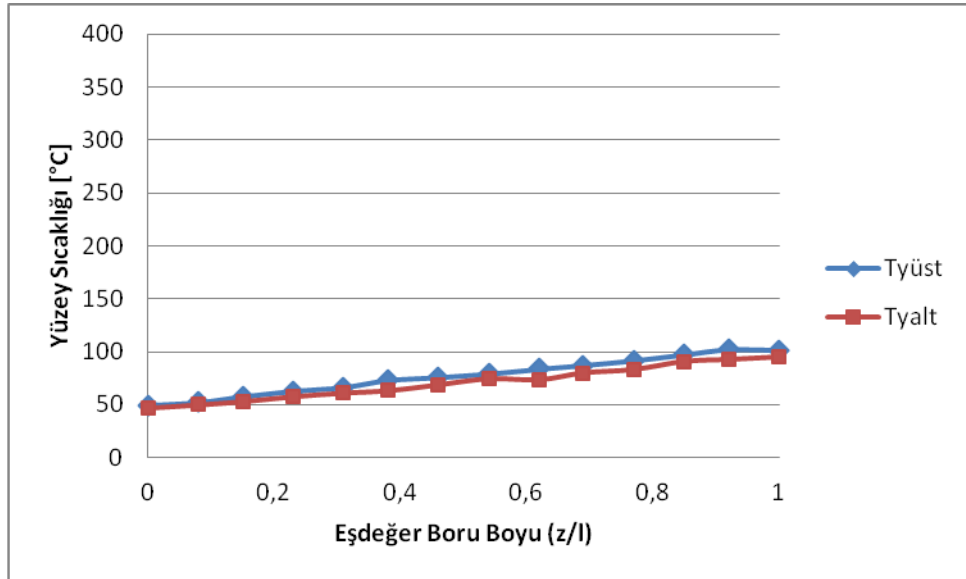
A. Y1 için $T_g=20^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



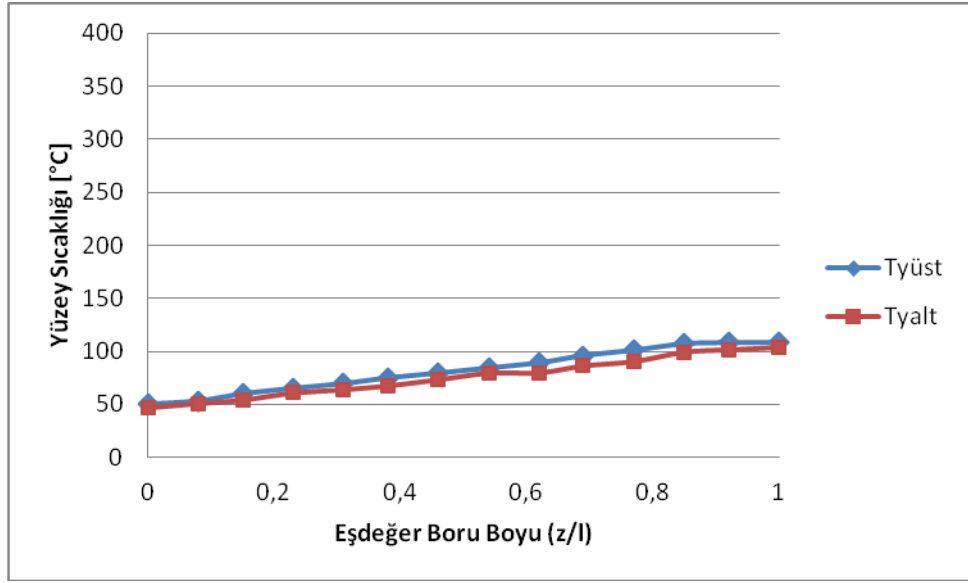
Şekil 4.22. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_c=64^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,12$ bar, $\dot{m}=106$ g/s)



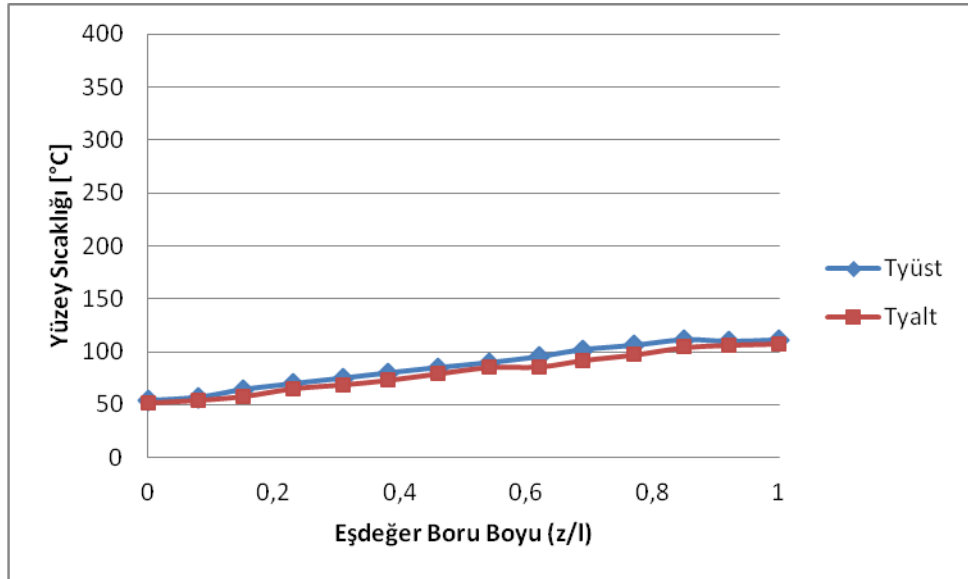
Şekil 4.23. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=69^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,08$ bar, $\dot{m}=89$ g/s)



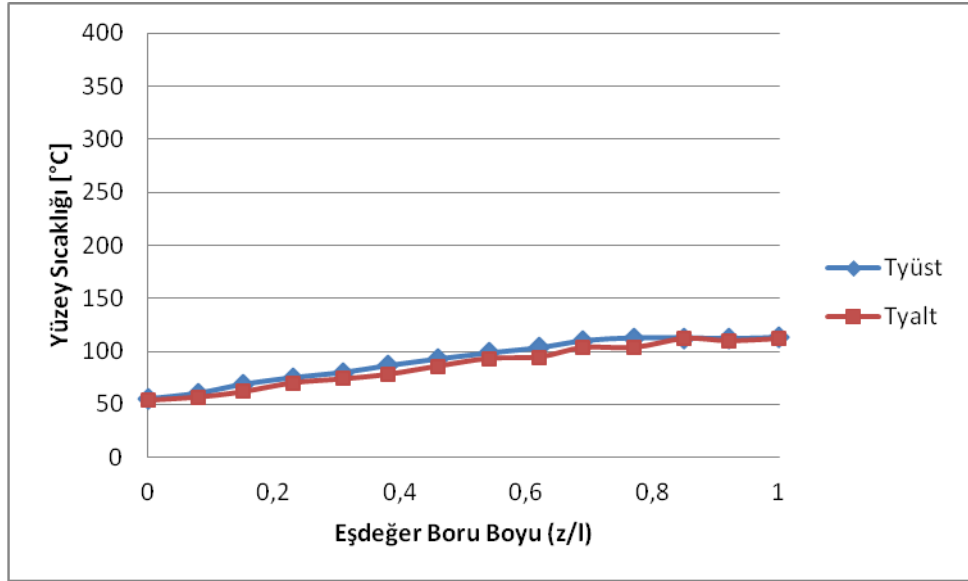
Şekil 4.24. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=81^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,06$ bar ve $\dot{m}=75$ g/s)



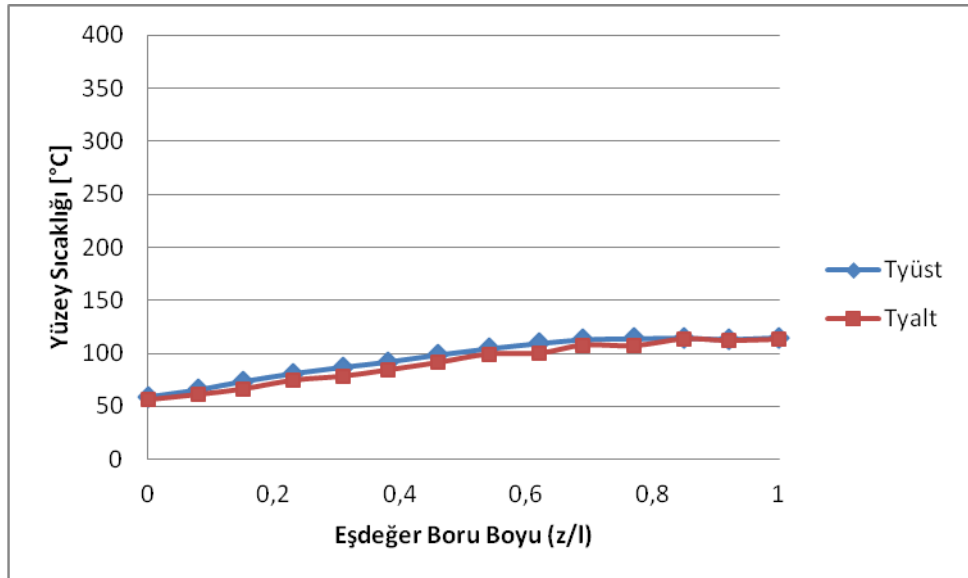
Şekil 4.25. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=90^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=65$ g/s)



Şekil 4.26. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=99^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,17$ bar, $\dot{m}=55$ g/s)

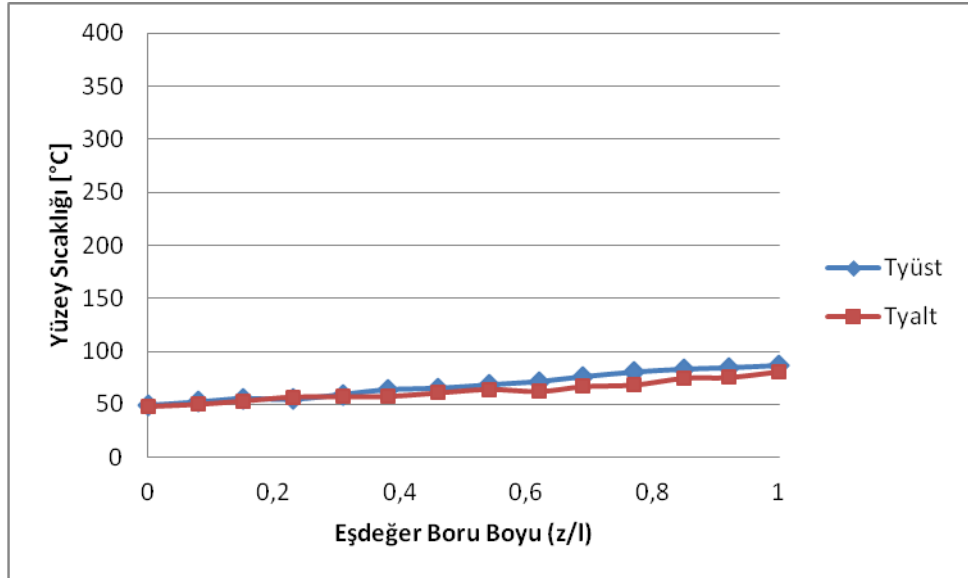


Şekil 4.27. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=102^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,27$ bar, $\dot{m}=49$ g/s)

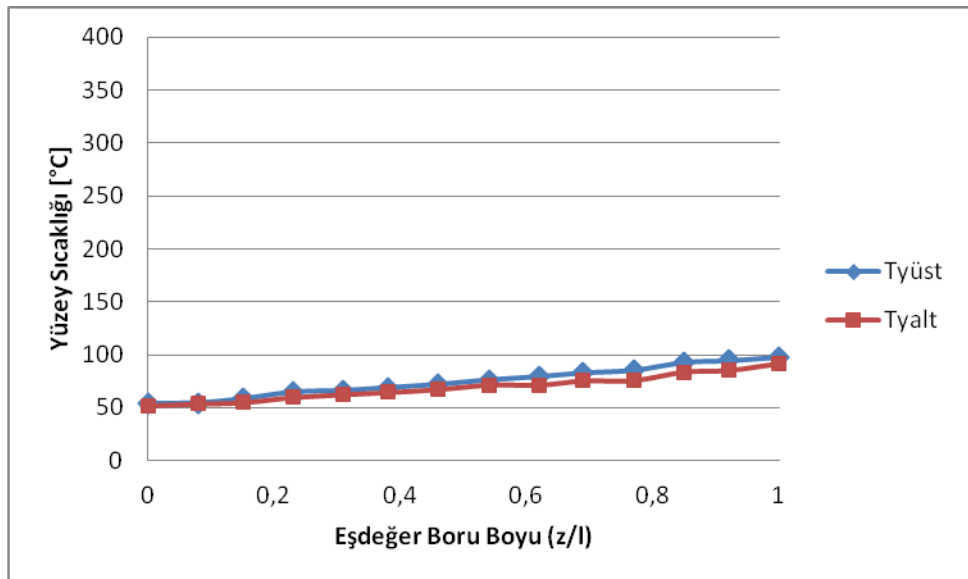


Şekil 4.28. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=104^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,39$ bar, $\dot{m}=45$ g/s)

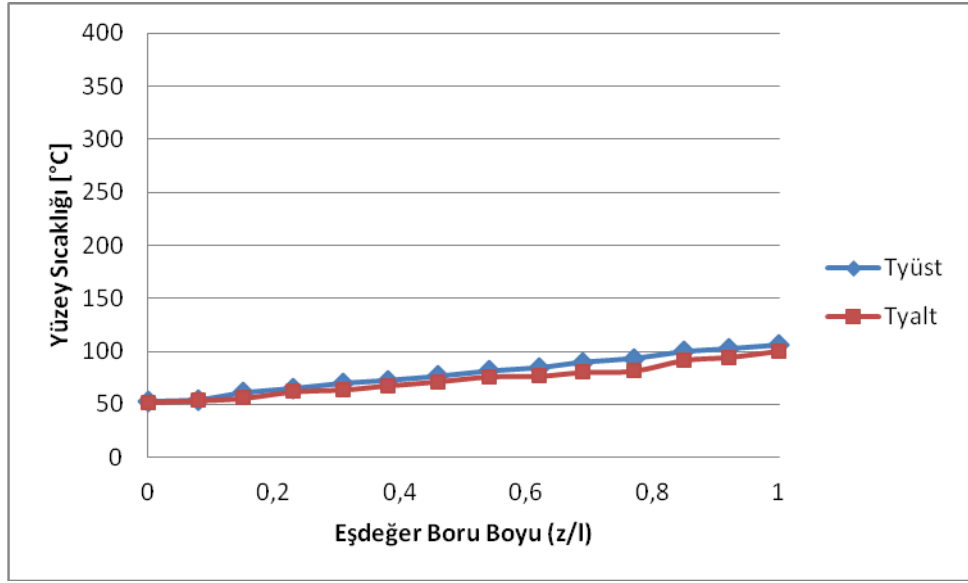
B. Y1 için $T_g=25^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



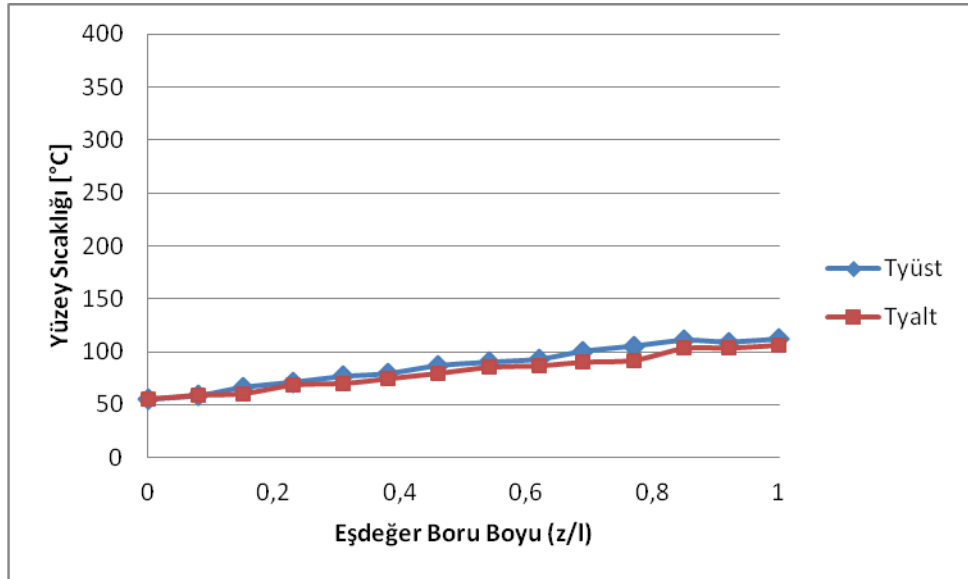
Şekil 4.29. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=66^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar ve $\dot{m}=105$ g/s)



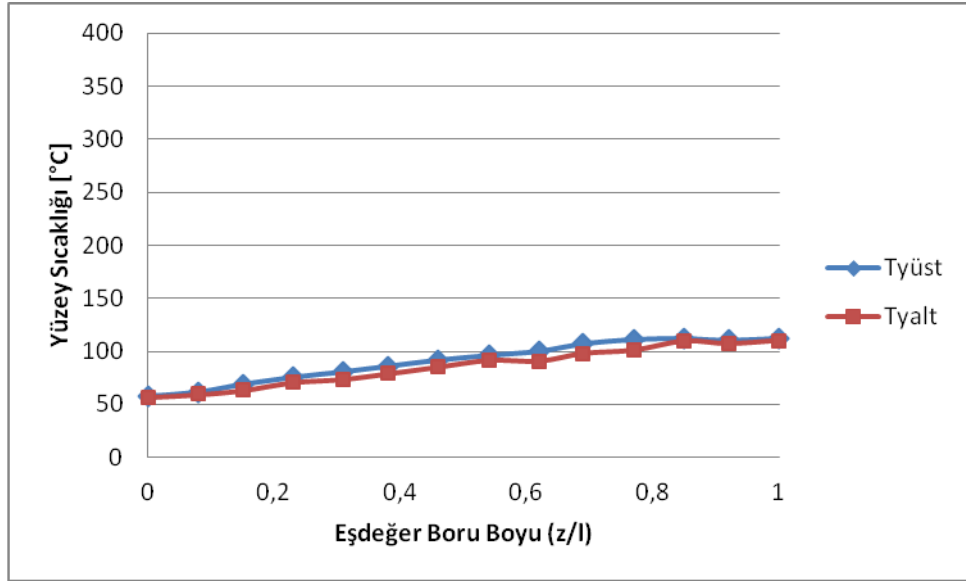
Şekil 4.30. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=75^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=89$ g/s)



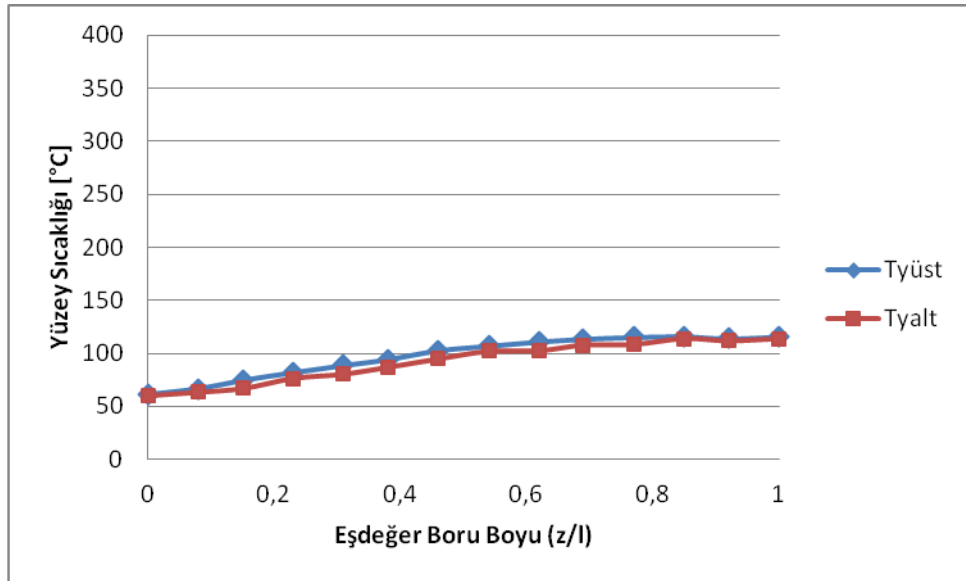
Şekil 4.31. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=82^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,05$ bar, $\dot{m}=73$ g/s)



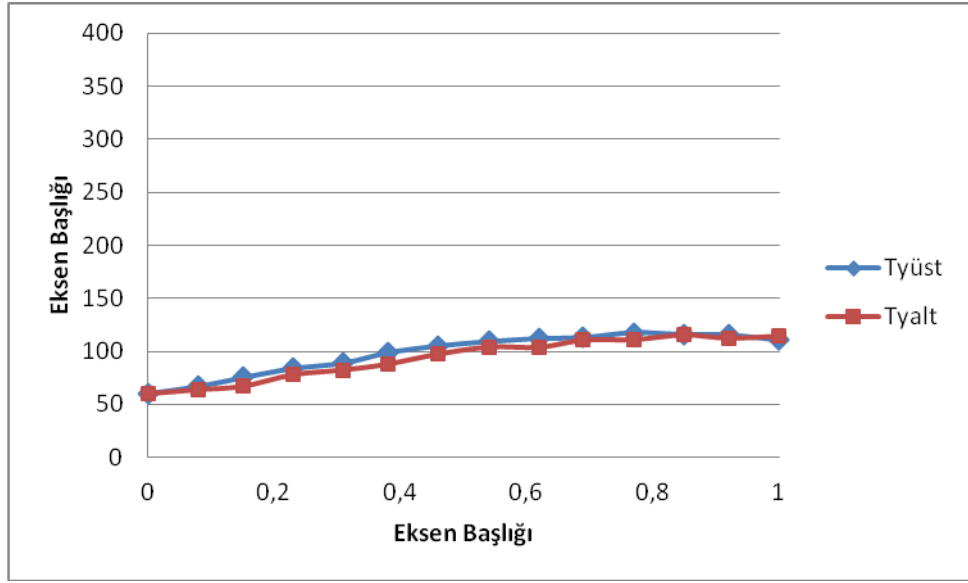
Şekil 4.32. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=99^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,15$ bar ve $\dot{m}=62$ g/s)



Şekil 4.33. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=102^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,24$ bar ve $\dot{m}=54$ g/s)

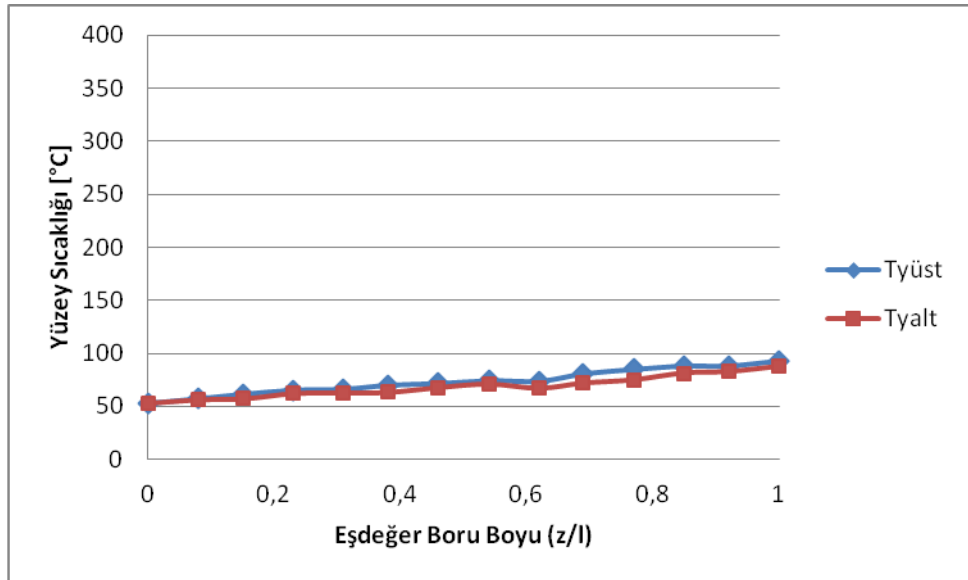


Şekil 4.34. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=105^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,42$ bar, $\dot{m}=45$ g/s)

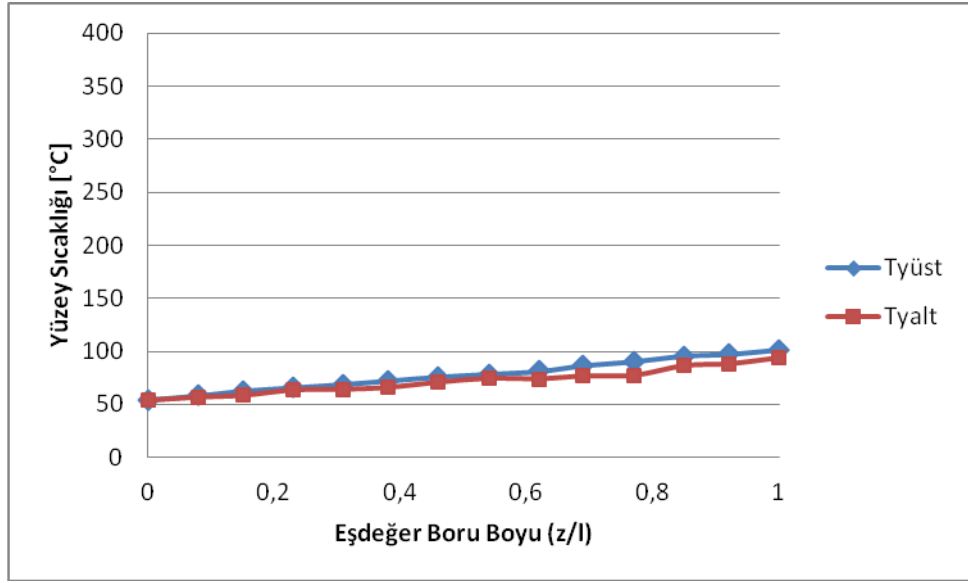


Şekil 4.35. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=105^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,44$ bar, $\dot{m}=43$ g/s)

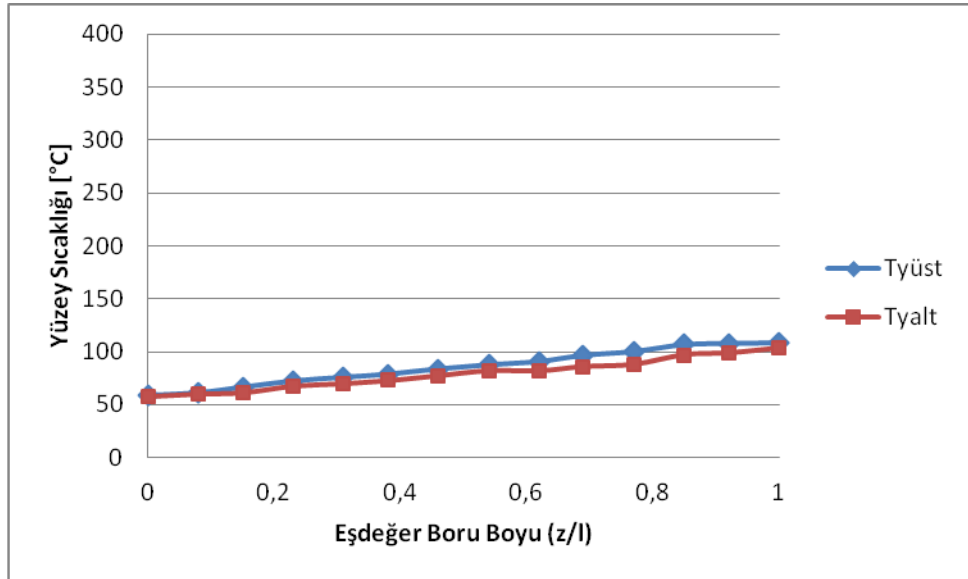
C. Y1 için $T_g=30^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



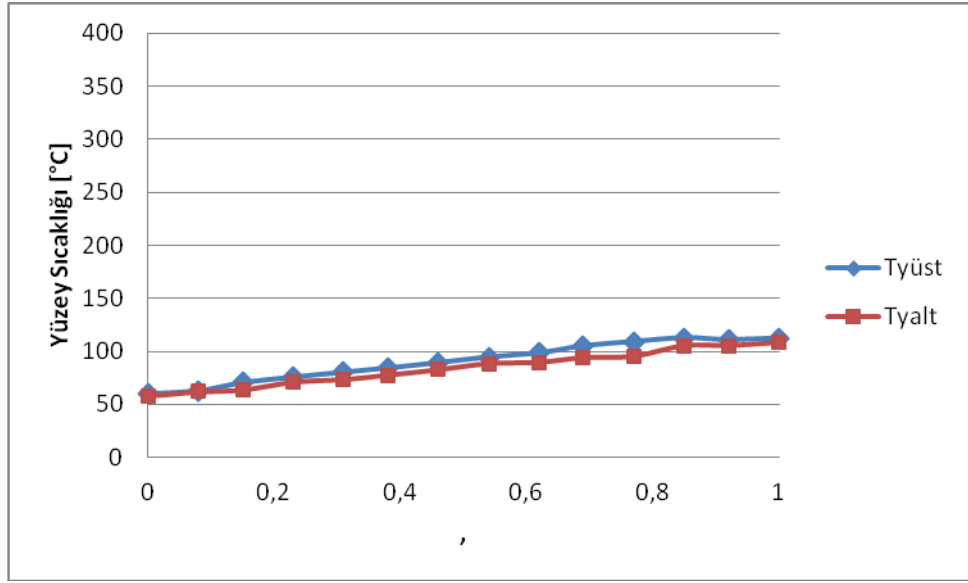
Şekil 4.36. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=72^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,12$ bar, $\dot{m}=103$ g/s)



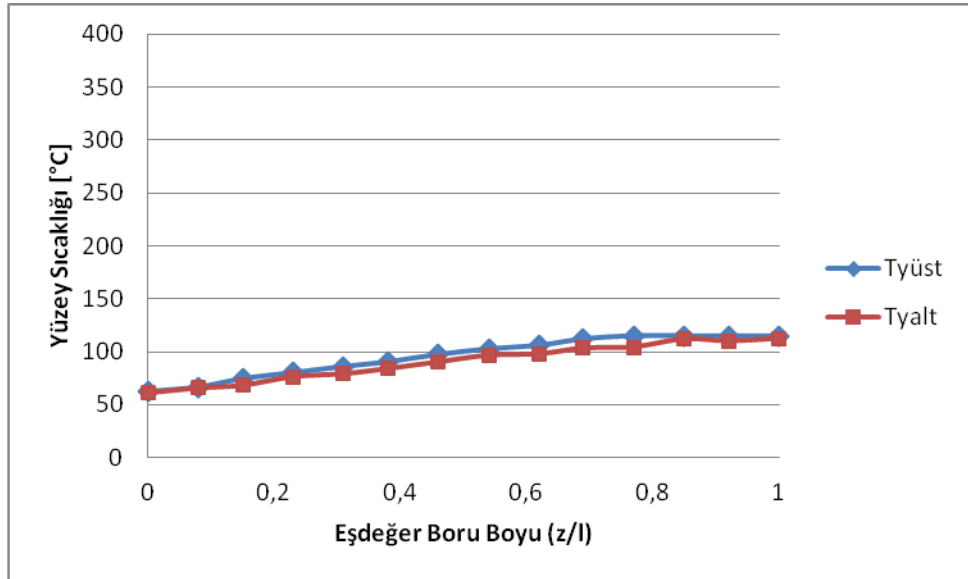
Şekil 4.37. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=78^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,10$ bar, $\dot{m}=90$ g/s)



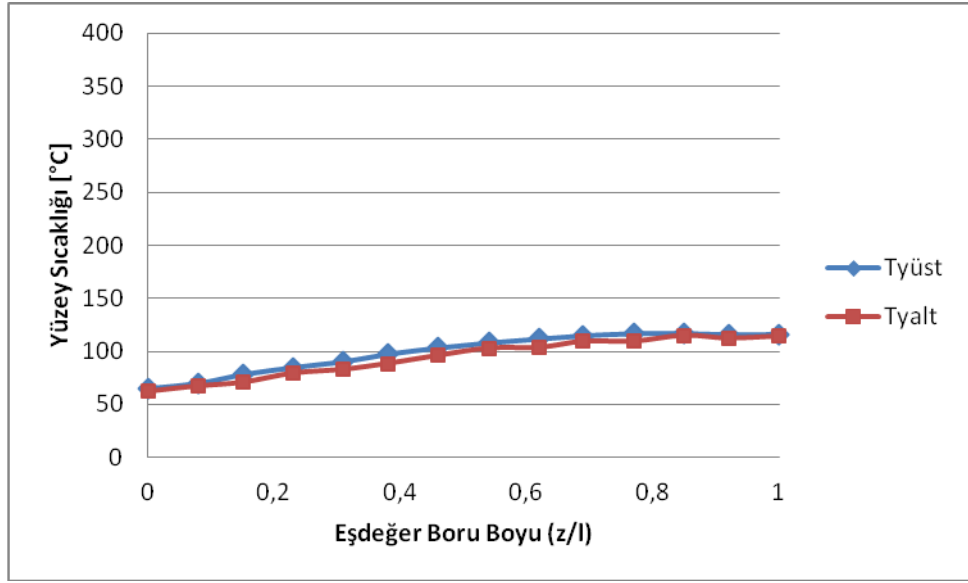
Şekil 4.38. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=90^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=75$ g/s)



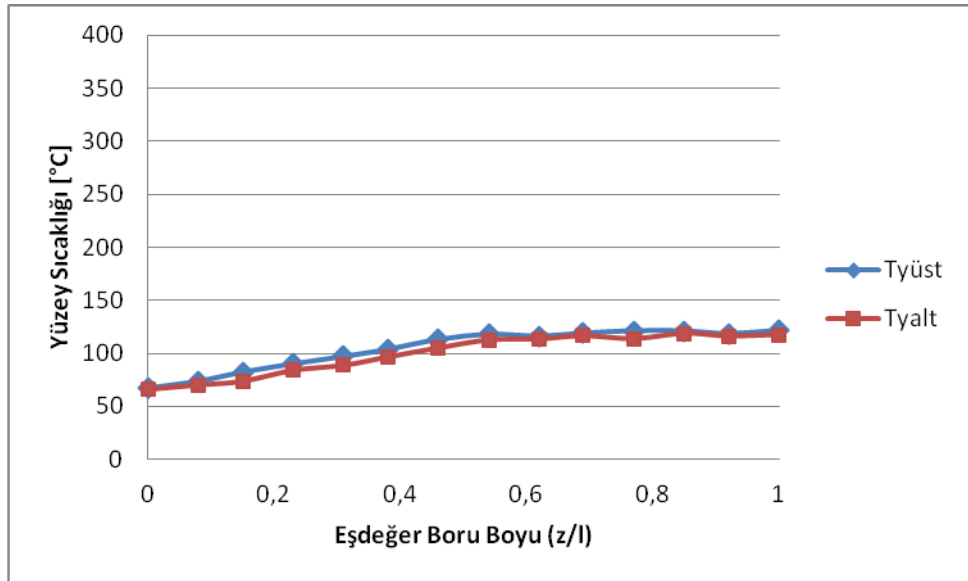
Şekil 4.39. Y1 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=100^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,21$ bar, $\dot{m}=63$ g/s)



Şekil 4.40. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=103^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,21$ bar, $\dot{m}=55$ g/s)



Şekil 4.41. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\phi=106^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,42$ bar, $\dot{m}=48$ g/s)



Şekil 4.42. Y1 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\phi=109^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,58$ bar, $\dot{m}=42$ g/s)

4.1.3. Yay 2 için sıcaklık profilleri

Y2 olarak adlandırdığımız test borumuz içerisinde; tel çapı 1.8 mm, adımı 10 mm olan bir yay elmanı bulunmaktadır ve efektif çapı 12,43 mm'dir.

Y2 için aşağıda gösterilecek şekillerden de kolayca anlaşılacağı gibi boş boruya nispeten ço daha az katmanlaşma söz konusudur. Çünkü Y2'nin içerisine yerleştirilmiş bulunan yay elemanı Y1 de olduğu gibi boru boyunca akıştaki türbülans düzeyini arttırarak sıvı ve buhar fazlarının karışık bir şekilde akmalarına neden olmaktadır. Y2 için takip edilen deneysel yöntem diğer test boruları için yapılanlarla benzerdir.

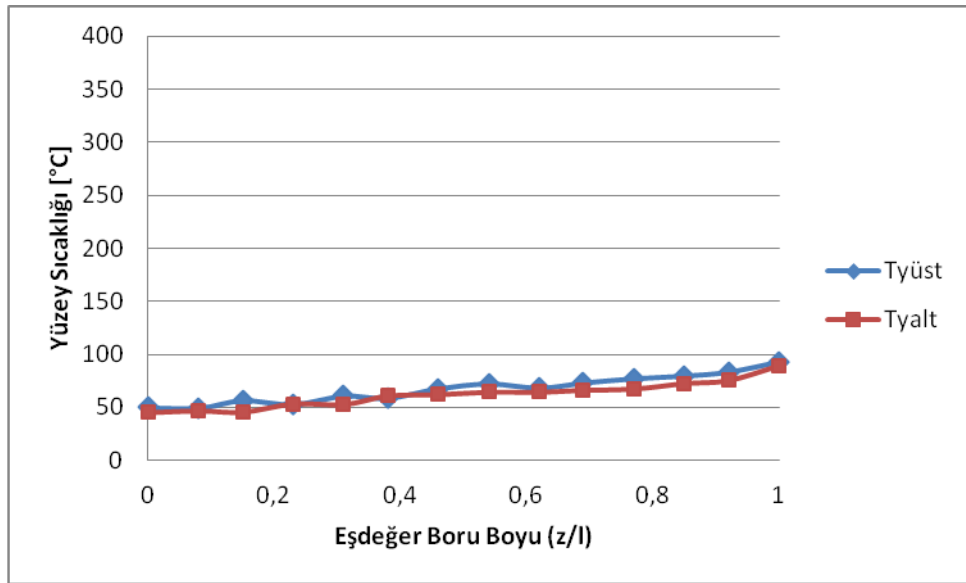
Şekil 4.45, Şekil 4.46, Şekil 4.47, Şekil 4.48, Şekil 4.49, Şekil 4.52, Şekil 4.53, Şekil 4.54, Şekil 4.55, Şekil 4.58, Şekil 4.59, Şekil 4.60 ve Şekil 4.61'de Y2 için tek fazlı konveksiyonlu ve kısmi kaynamalı akış rejimi durumlarında elde edilen sıcaklık profilleri gösterilmektedir. Dikkat edilirse tek fazlı konveksiyonlu akış rejiminde boru elemanı için de alt ve üst cidar sıcaklıkları boru boyunca lineer bir şekilde artmaktadırlar. Aynı zamanda bu akış rejiminde Y1 için elde edilen alt ve üst cidar sıcaklıkları boş boruya nazaran oluşan türbülans dolay oldukça düşük değerlerde seyretmektedir.

Kısmi kaynama rejiminde borunun orta kısımlarına kadar alt ve üst cidar sıcaklıklarında birbirine yakın değerlerde birer artış göze çarpmaktadır. Buna girişte sıvı fazın aşırı soğutulmuş olması neticesinde başlangıçta cidardan daha çok enerji absorbe etmesinin neden olduğu söylenebilir. Boru cidarında oluşan kabarcıklar kendilerinden daha soğuk olan akışkan tarafından kuşatılmaları sonucunda cidardan akışkana yapılan ısı transfer oranı artmaktadır. Boru boyunca akış yönünde kabarcık sayısı arttığından ısı transfer katsayısında bir azalma söz konusu olmaktadır. Ekseriyetle kaldırma kuvvetleri nedeniyle kabarcıkların üst cidarda birikmeleri ve daha yoğun olan sıvı fazındaki akışkanın alt cidar boyunca akması sonucu üst cidar sıcaklıkları daha yüksek olmaktadır. Yine yay elemanının meydana getirmiş olduğu türbülans nedeniyle sıvı fazı ile buhar fazının karışık akmakta ve boru cidarıyla temas eden sıvı fazındaki partiküller

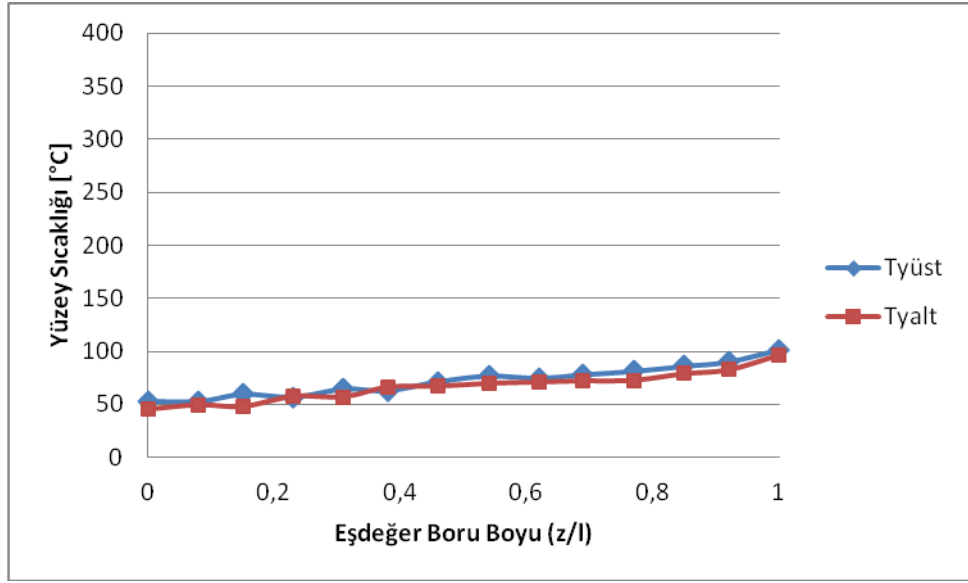
daha fazla enerji absorbe ederek cidar sıcaklıklarını nispeten düşürmektedir. Bazen alt cidar sıcaklığı üst cidar sıcaklığından daha yüksek olmaktadır.

Şekil 4.50, Şekil 4.51, Şekil 4.56, Şekil 4.57, Şekil 4.62 ve Şekil 4.63’de ise Y2 için tek fazlı konveksiyonlu, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı akış rejimleri durumlarında elde edilen sıcaklık profilleri gösterilmektedir. Şekillere dikkat edilirse eş değer boru boyunun son diliminde alt ve üst cidar sıcaklıkları hemen hemen aynı değerde sabit kalmaktadır. Bunun nedeni boru içerisine yerleştirilmiş bulunan yay elemanının akışa sağlamış olduğu türbülanstır. Böylece sıvı ve buhar fazları akış ortamında karışık bir şekilde akmaktadırlar.

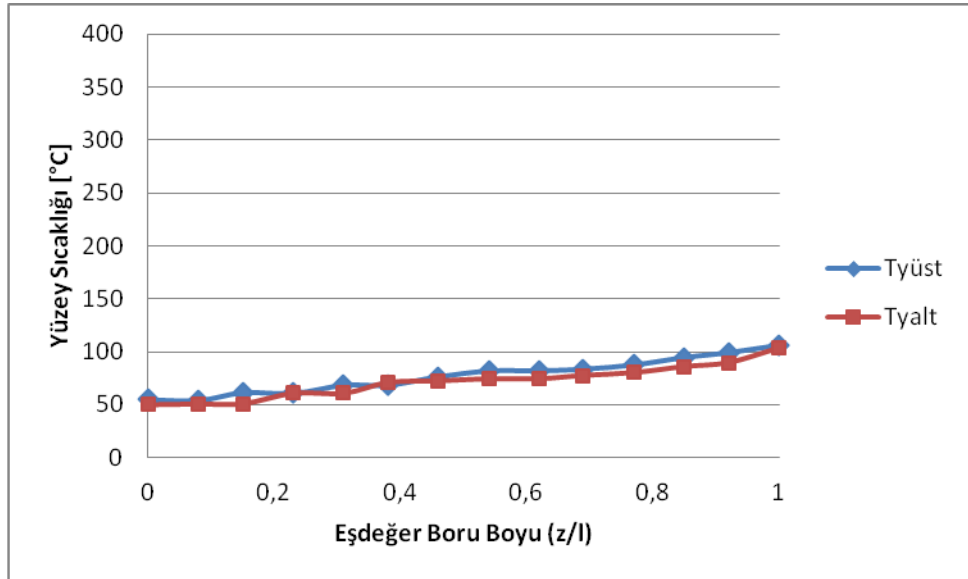
A. Y2 için $T_g=20^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



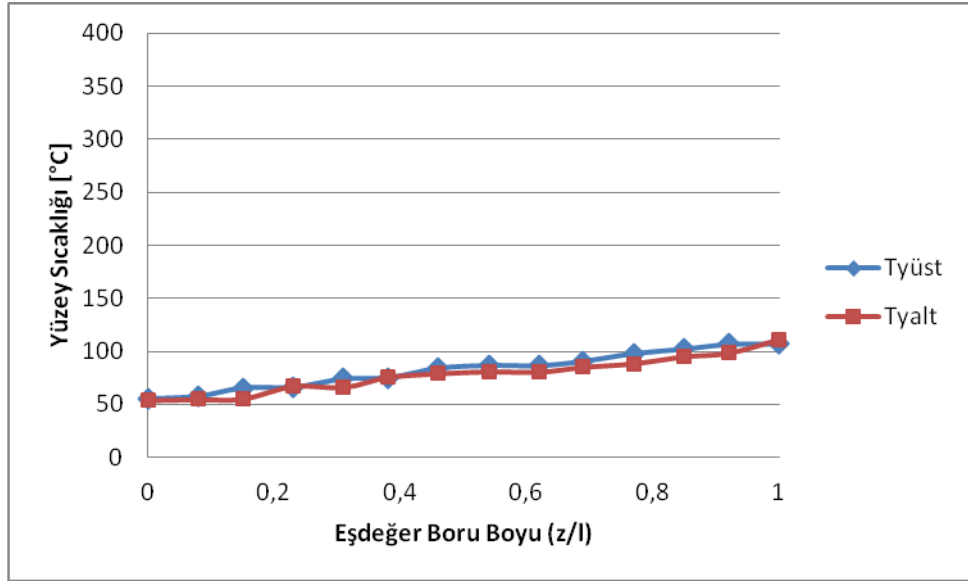
Şekil 4.43. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=68^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,15$ bar, $\dot{m}=102$ g/s)



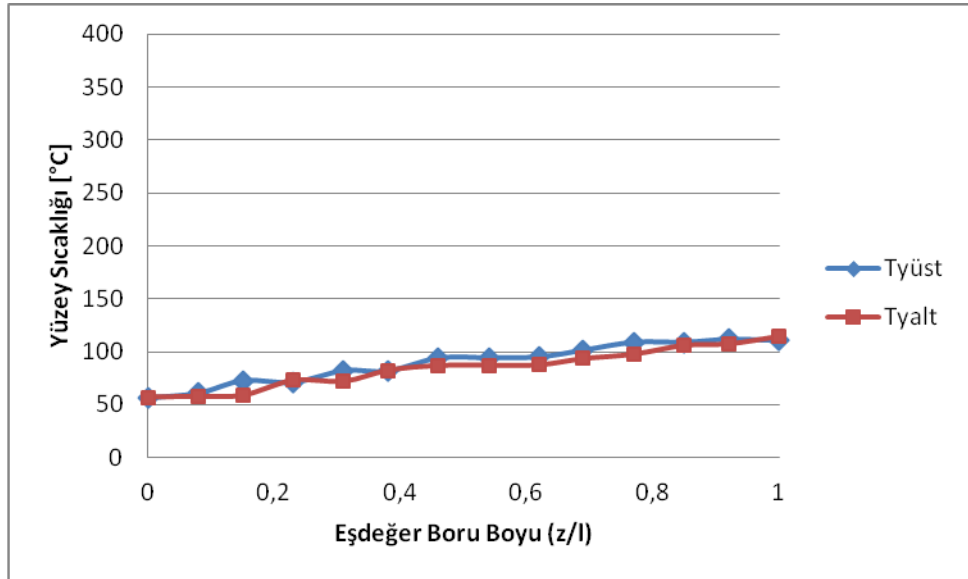
Şekil 4.44. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=76^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,12$ bar, $\dot{m}=89$ g/s)



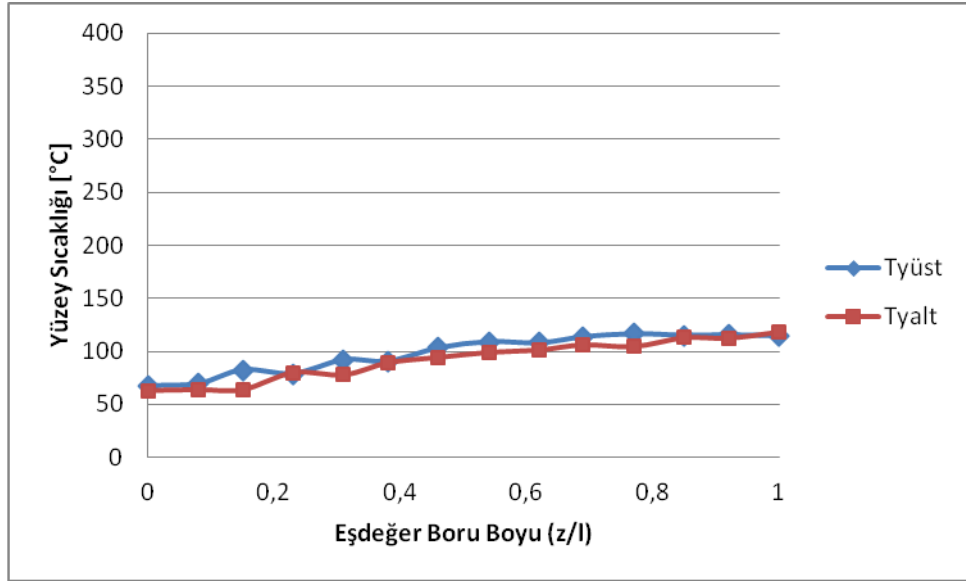
Şekil 4.45. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=84^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=76$ g/s)



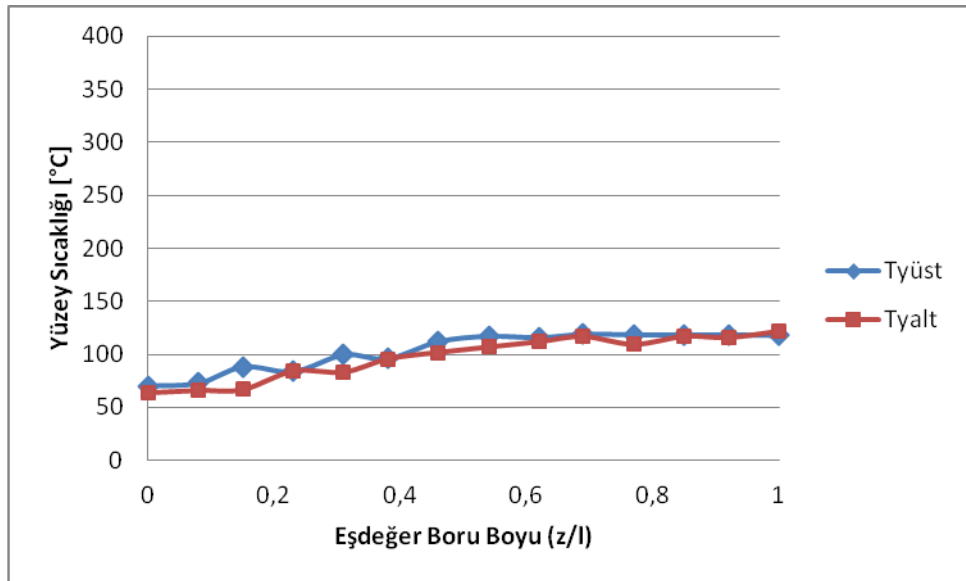
Şekil 4.46. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=97^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar, $\dot{m}=67$ g/s)



Şekil 4.47. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\varphi=100^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,29$ bar, $\dot{m}=54$ g/s)

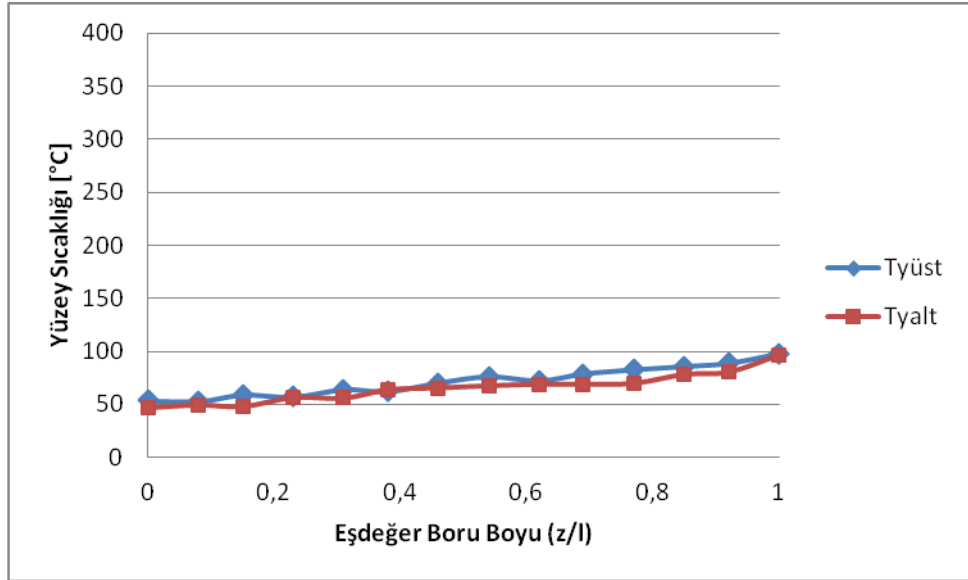


Şekil 4.48. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\phi=106^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,37$ bar, $\dot{m}=51$ g/s)

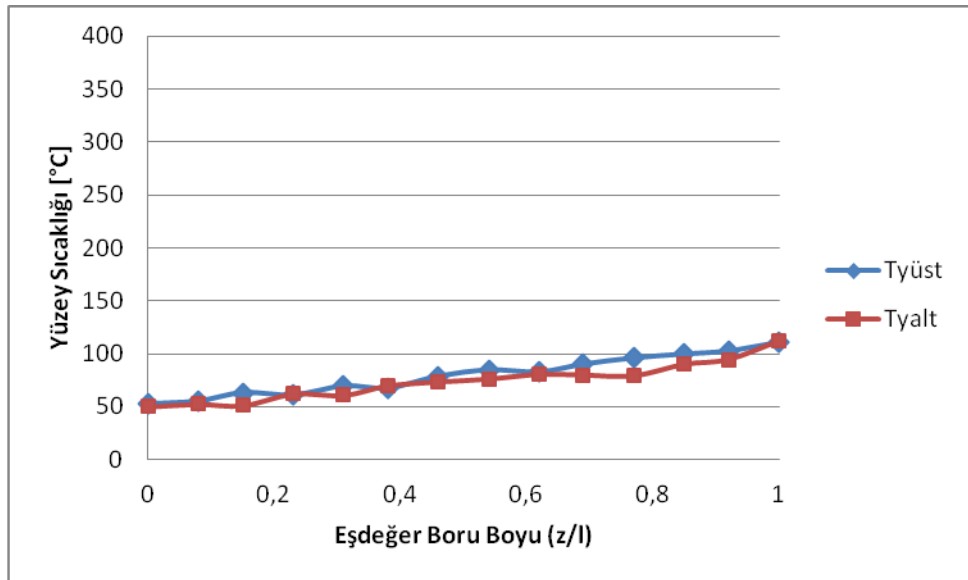


Şekil 4.49. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=20^\circ\text{C}$, $T_\phi=108^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,52$ bar, $\dot{m}=45$ g/s)

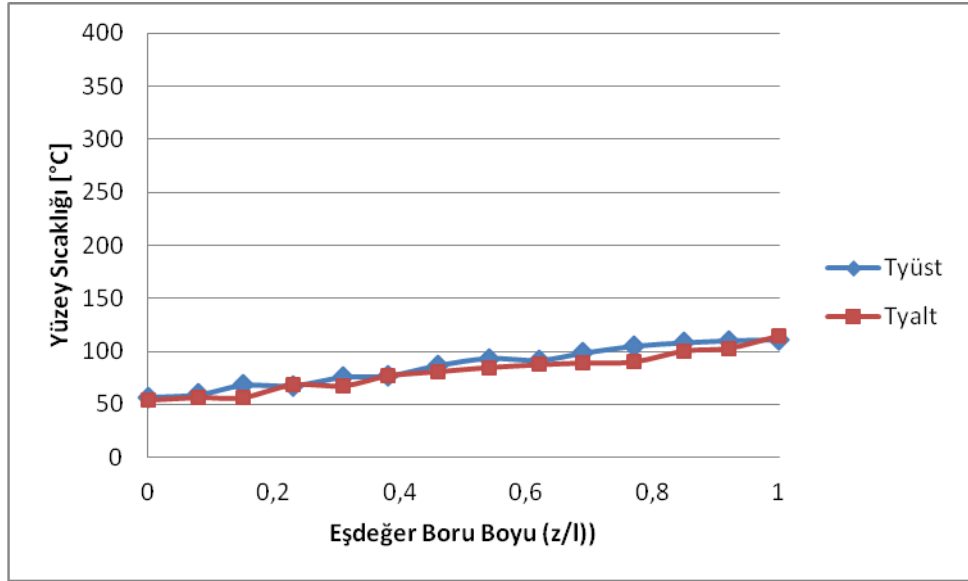
B. Y2 için $T_g=25^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



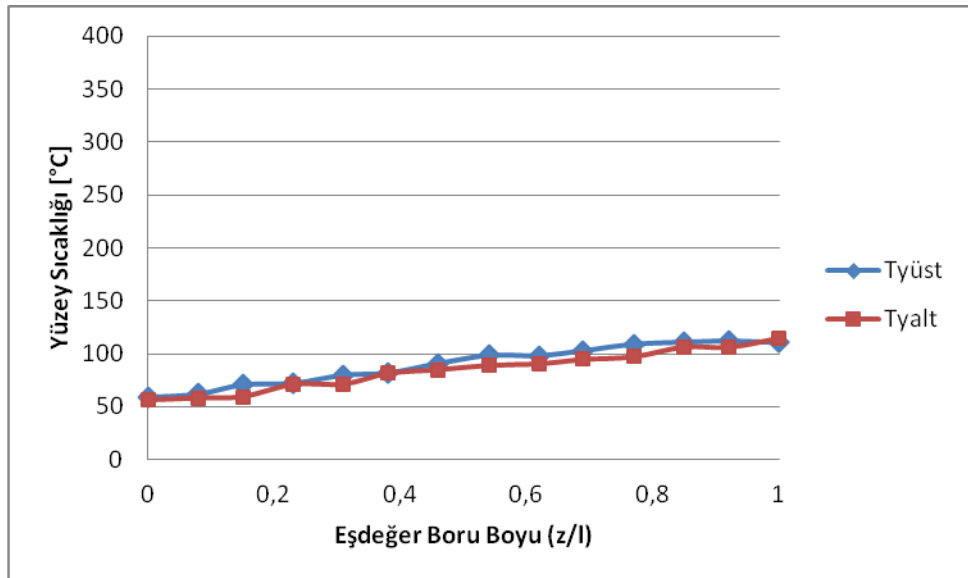
Şekil 4.50. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=72^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar, $\dot{m}=102$ g/s)



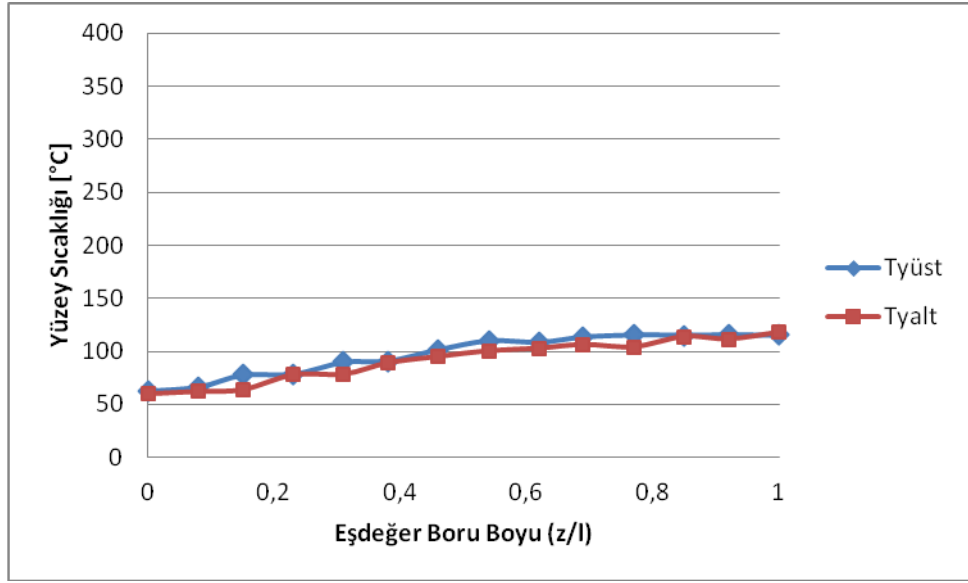
Şekil 4.51. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=87^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,09$ bar, $\dot{m}=77$ g/s)



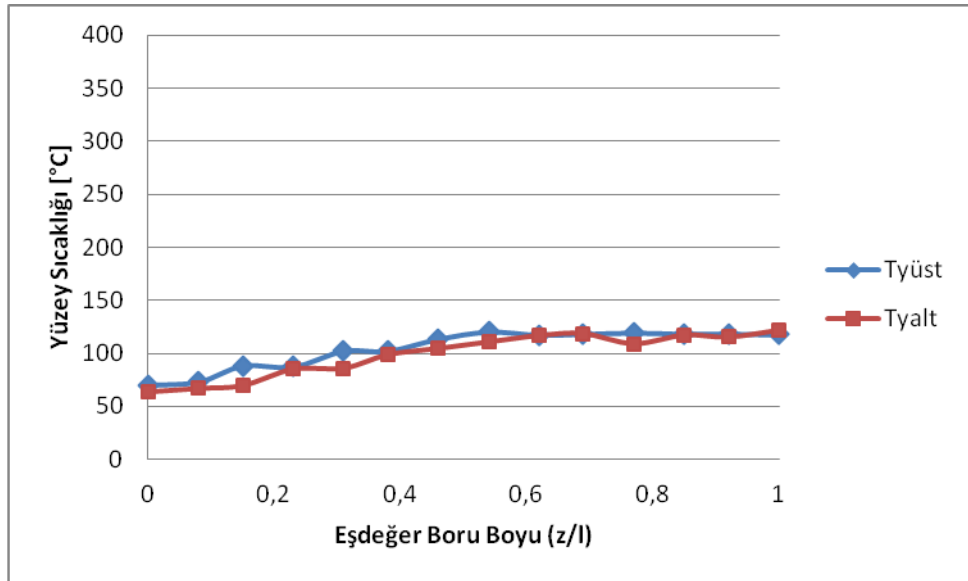
Şekil 4.52. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=100^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,20$ bar, $\dot{m}=66$ g/s)



Şekil 4.53. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\varphi=102^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,29$ bar, $\dot{m}=60$ g/s)

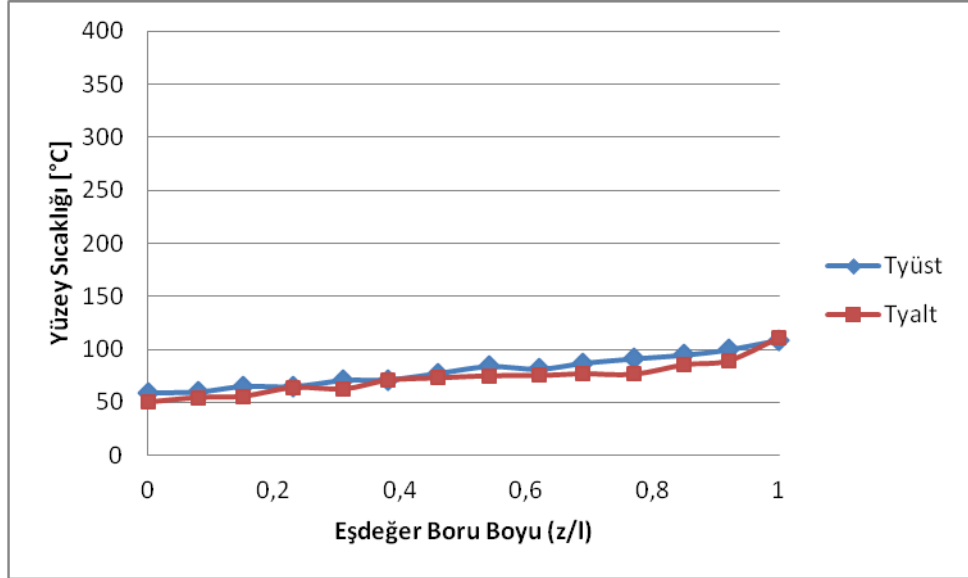


Şekil 4.54. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\phi=106^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,47$ bar, $\dot{m}=50$ g/s)

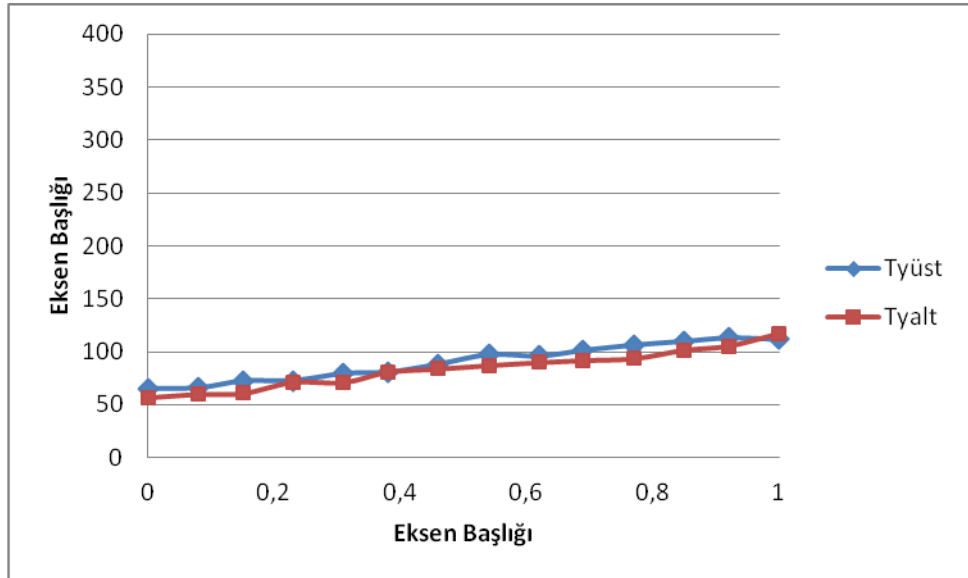


Şekil 4.55. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=25^\circ\text{C}$, $T_\phi=110^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,59$ bar, $\dot{m}=42$ g/s)

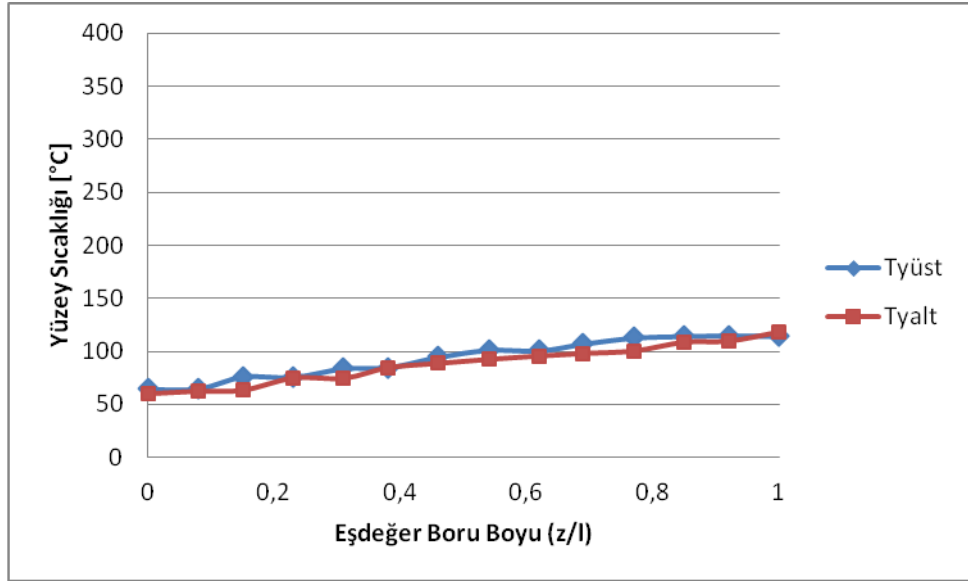
C. Y2 için $T_g=30^\circ\text{C}$ de cidar sıcaklık profilleri



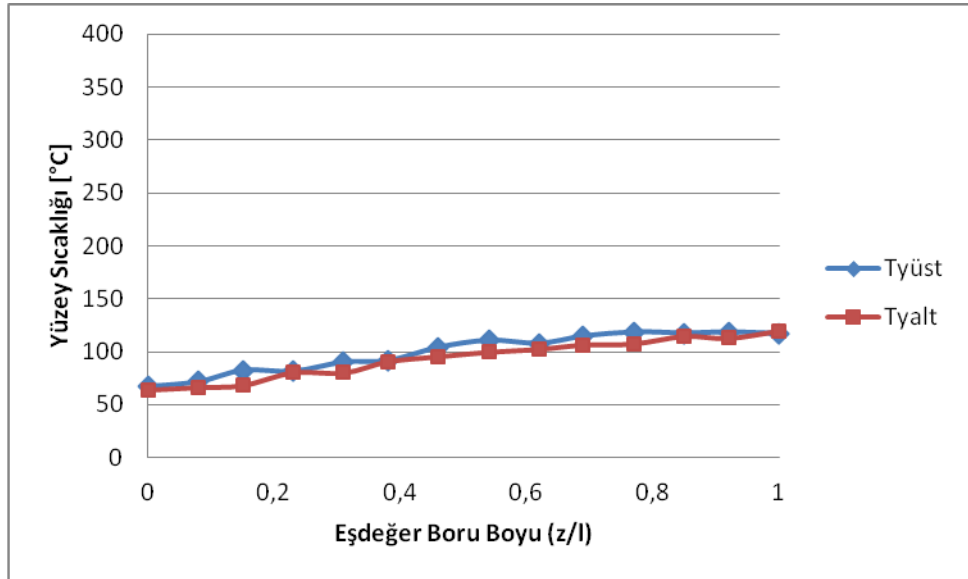
Şekil 4.56. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=81^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,14$ bar, $\dot{m}=100$ g/s)



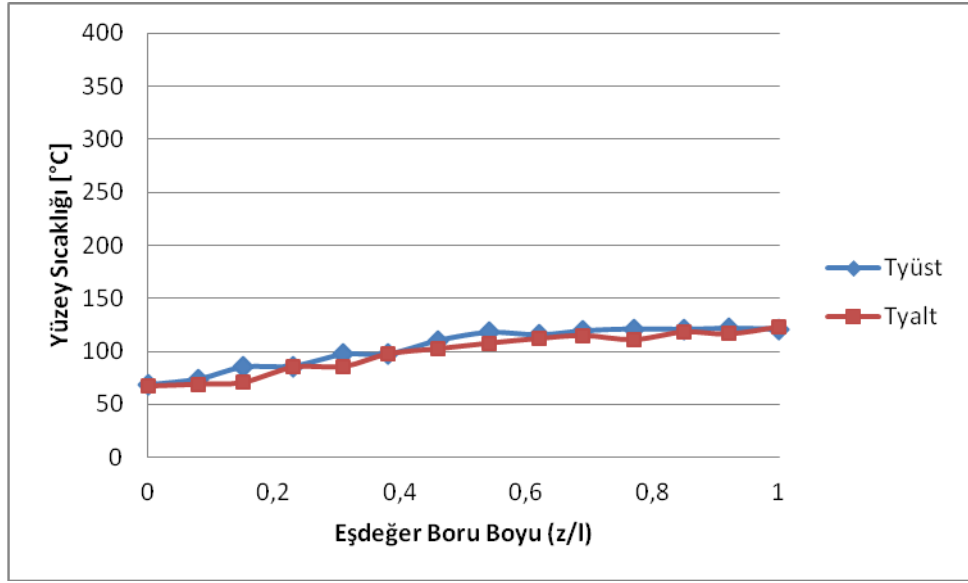
Şekil 4.57. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=101^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,23$ bar, $\dot{m}=75$ g/s)



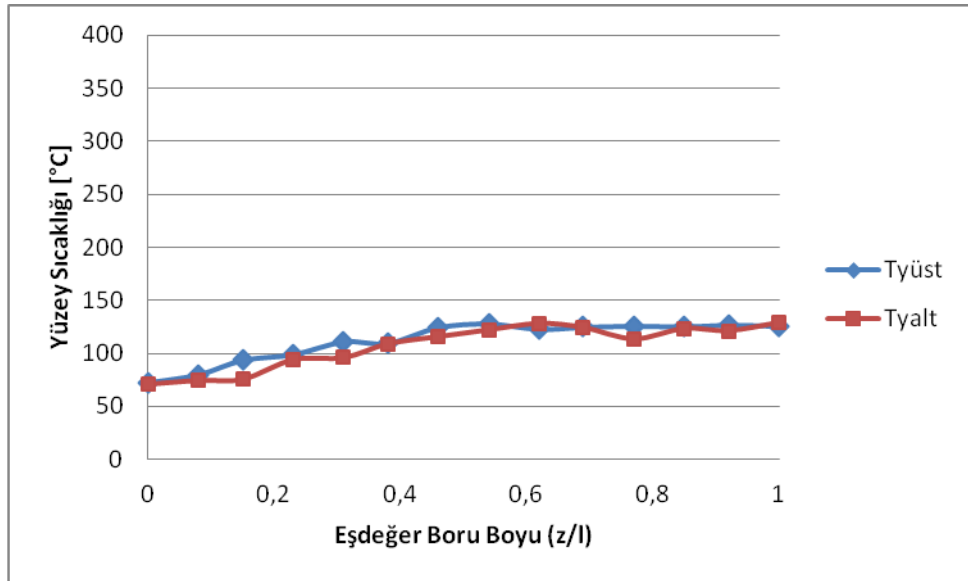
Şekil 4.58. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=104^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,35$ bar, $\dot{m}=66$ g/s)



Şekil 4.59. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\text{ç}=107^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,46$ bar, $\dot{m}=60$ g/s)



Şekil 4.60. Y2 için “Tek faz konveksiyon, kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=110^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,62$ bar, $\dot{m}=51$ g/s)



Şekil 4.61. Y2 için “Tek faz konveksiyon ve kısmi kaynamalı ve çekirdek kaynamalı” akış durumundaki eş değer boru boyunca cidar sıcaklık profilleri ($T_g=30^\circ\text{C}$, $T_\varphi=116^\circ\text{C}$, $\Delta P=1,89$ bar, $\dot{m}=42$ g/s)

Y1 ve Y2 için elde edilen sıcaklık profillerine de dikkat edersek boş boruya nazaran çok daha düşük sıcaklık limitleri elde edilmektedir. Çünkü boş boruya göre bu borularda oluşan akış rejimleri Tek Faz Konveksiyon, Kısmi Kaynama ve Çekirdek Kaynama akış

rejimleriyle sınırlı kalmaktadır. Y1 ve Y2 için burn-out olayları söz konusu olmamaktadır. Dolayısıyla boş boruda burn-out dolayısıyla meydana gelen gerilmelerden kaynaklı boru cidarlarında oluşabileceği muhtemel deformasyonlar, patlama ve çatlama Y1 ve Y2 borularında boş boruya nazaran çok ciddi değerlerde azalacaktır. Bu aslında deneysel çalışmamız neticesinde elde ettiğimiz önemli bir sonuçtur. Burn-out olayı burada genellikle katmanlaşmanın başlangıcında meydana gelmektedir. Kütlesel debide meydana gelen azalmayla beraber fazlarda ayrışma olayı yani katmanlaşma boru boyunca genişlemektedir. Bu faz ayrışması genellikle düzensizdir. Boru içerisinde bulunan yay elemanı akışa kazandırdığı türbülans nedeniyle tam bir faz ayrışmasına engel olmaktadır.

4.1.4. Boş boru ve farklı yay elemanları için elde edilen kararlı durum karakteristik eğrileri

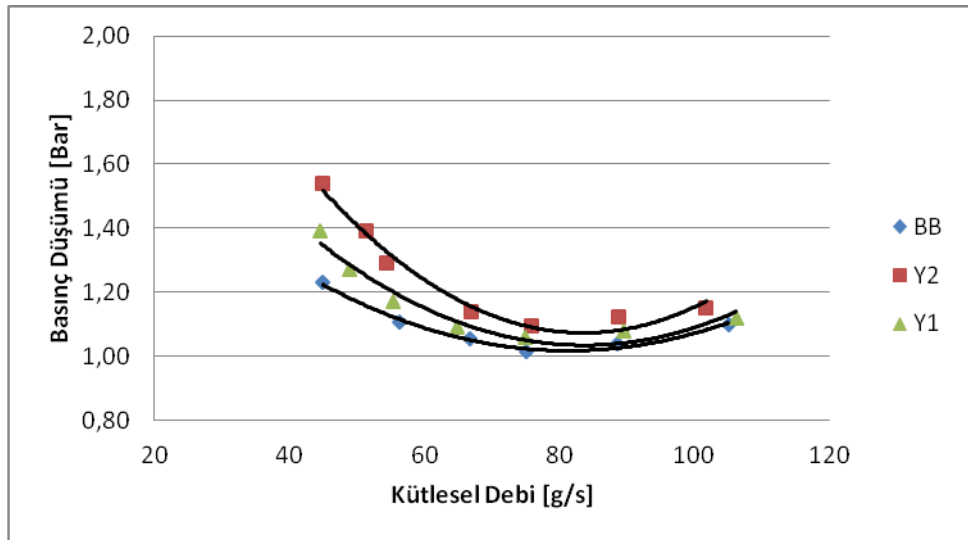
Deneysel çalışmanın yapıldığı sistemin kararlı durum karakteristikliklerini ortaya çıkarmak amacıyla her bir test borusunda kütlesel debiye karşılık meydana gelen basınç düşümlerini gösteren grafikler çizilmiştir. Basınç düşümü test borusu çıkış basıncı ile dengeleyici tank basıncı arasındaki farkla hesaplanmıştır. Kütlesel debi değerleri rotametreden okunarak ayarlanmıştır.

İki fazlı akışlarda herhangi bir sistemin kararlı durum karakteristikliklerini ortaya çıkarmak amacıyla aşırı soğutma seviyesine bağlı olarak çizilen basınç düşümü-kütlesel debi grafikleridir. Literatürde yaygın bir şekilde kullanılan bu eğrileri bu sistemde kullanılan üç farklı test borusu ve üç farklı giriş sıcaklığı için hazırlanmıştır. Şekil 4.62, Şekil 4.63 ve Şekil 4.64’de gösterilen bu grafiklere dikkat edilirse her birinin yaklaşık "açık hilal" şeklinde ortaya çıktıkları görülmektedir.

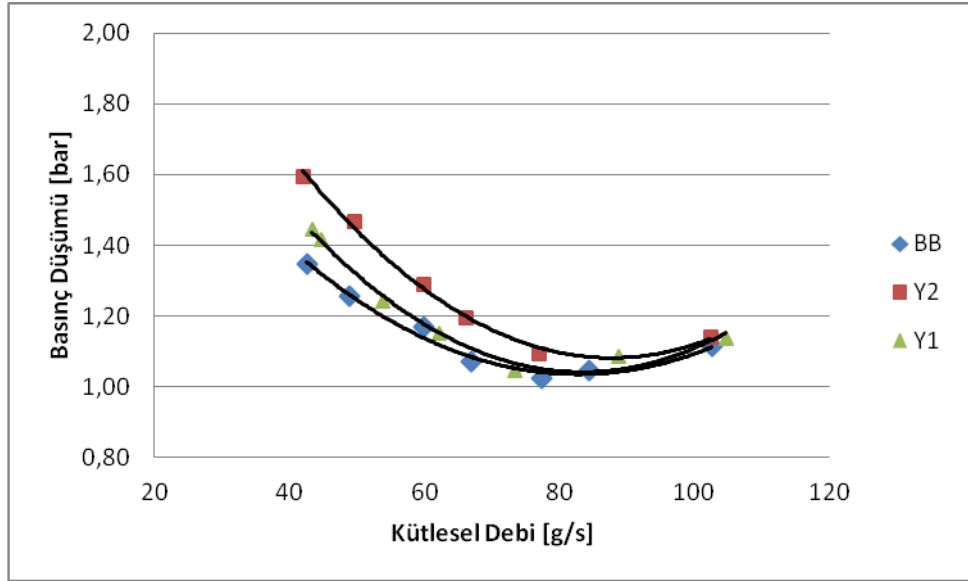
Bu kararlı durum eğrilerinin yüksek kütlesel debi değerlerine karşılık gelen sağ tarafları tek fazlı sıvı bölgesini göstermektedirler. Eğrilerin eğimleri bu bölgede pozitifdir. Buradan sola doğru yani düşük kütlesel debi değerlerine gidildikçe basınç düşümünde de bir azalma meydana gelmektedir. Eğrilerin minimum noktalarında yani en düşük

basınç düşümü değerlerinde akış ortamında ilk kabarcıklar gözlemlenmiştir. Bu noktadan itibaren iki fazlı bölge başlamaktadır. Bu bölgede eğrilerin eğimleri negatiftir. Sıvı fazına göre buhar fazının daha düşük yoğunluğa sahip olması nedeniyle basınç düşümü artmakta ve bunun sonucunda da kabarcık sayısı artmaktadır. Diyagramda gösterilen iki fazlı bölge de doymun buhar sınırında kütle debisindeki azalma ile basınç düşümü de azalmaktadır. Akışkan giriş sıcaklığındaki azalmayla yani aşırı soğutma seviyesinin artmasıyla kaynamanın başladığı nokta daha düşük kütleli debilere doğru kaymaktadır. İki fazlı bölgenin kararlı durum karakteristik eğrileri artan aşırı soğutma soranıyla daha dik eğimlere sahip olmaktadır. İki fazlı bölgede eğrilerin eğimlerinin negatif olduğu yerlerde artan aşırı soğutma oranıyla basınç düşümleri de azalmaktadır.

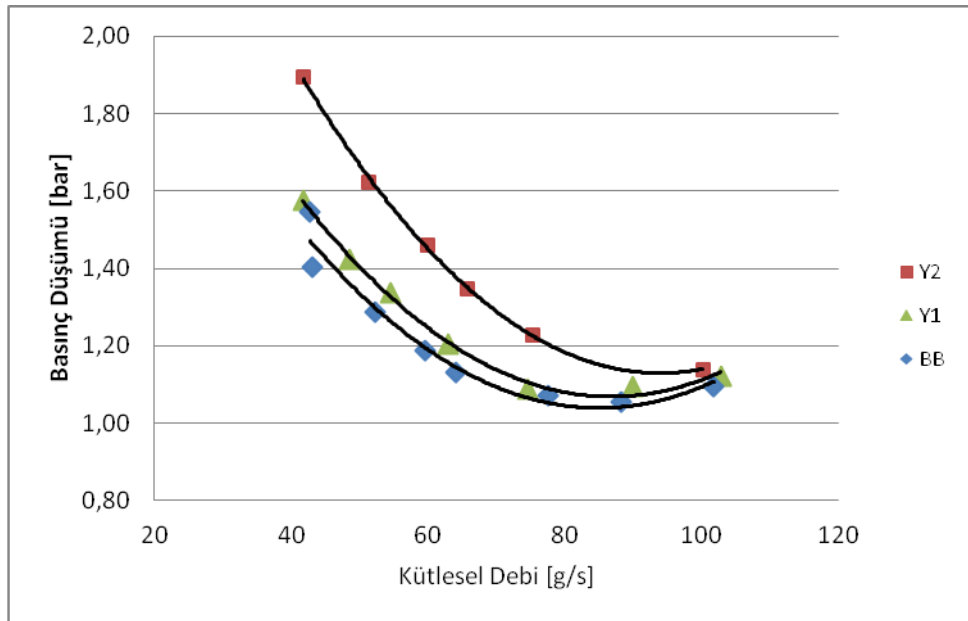
Şekillere dikkat edilirse; yüzey artırım elemanlarını içeren borularda elde edilen basınç düşümleri boş boruya göre daha yüksek olmaktadır.



Şekil 4.62. $T_g=20^\circ\text{C}$ de kararlı durum karakteristik eğrisi ($P_{\text{sis}}=7,5$ bar, $P=24$ kW)



Şekil 4.63. $T_g=25^\circ\text{C}$ de kararlı durum karakteristik eğrisi ($P_{\text{sis}}=7,5$ bar, $P=24$ kW)



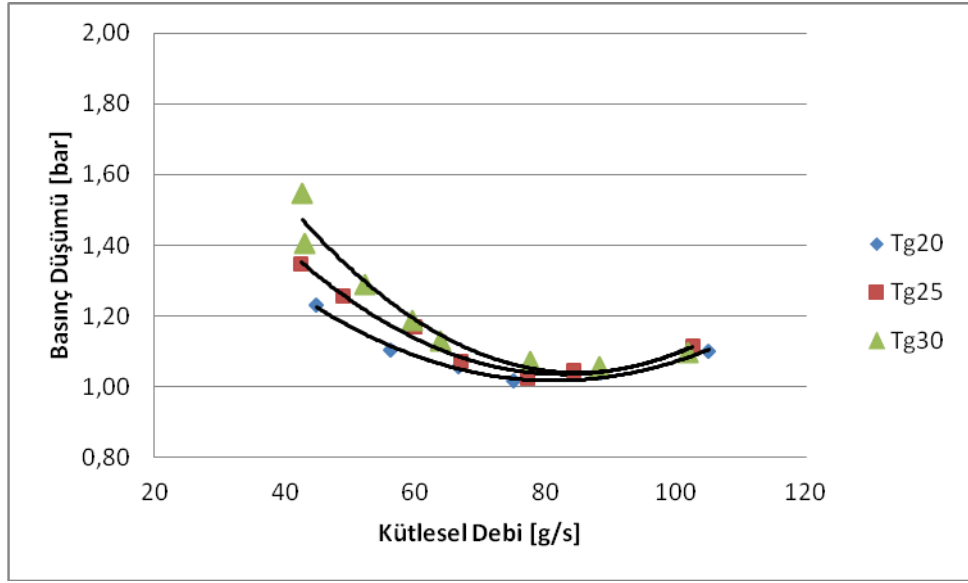
Şekil 4.64. $T_g=30^\circ\text{C}$ de kararlı durum karakteristik eğrisi ($P_{\text{sis}}=7,5$ bar, $P=24$ kW)

Girişte akışkan aşırı soğutma oranının kararlı durum karakteristik eğrisine nasıl bir etki yaptıklarını ortaya çıkarmak amacıyla üç farklı giriş sıcaklığına karşılık her bir test borusu için kararlı durum eğrileri çizilmiştir. Şekil 4.65, Şekil 4.66 ve Şekil 4.67’de kararlı durum karakteristiklerine aşırı soğutmanın etkisi incelendiğinde akışkan giriş

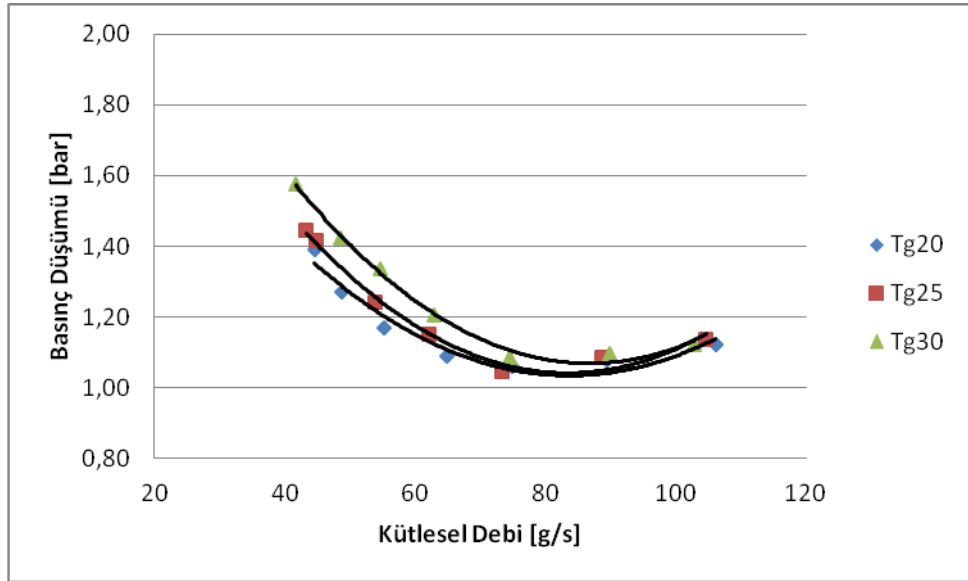
sıcaklığındaki azalmayla yani aşırı soğutma seviyesinin artmasıyla kaynamanın başladığı noktanın daha düşük kütleel debilere doğru kaydığı görülür. Başka bir deyişle akışkan giriş sıcaklığının değişmesi kaynamanın başladığı noktayı değiştirmektedir. Düşük giriş sıcaklığına sahip akışkan aynı ısı gücünde daha düşük debiye erişinceye kadar kaynama noktasına ulaşmamaktadır. Ayrıca şeklin incelenmesinden iki fazlı bölgede belirli bir kütleel debi değerinde giriş sıcaklığı arttıkça basınç düşümünün arttığı görülmektedir.

Yüzey artırım elemanları içeren Y1 ve Y2’de elde edilen basınç düşümleri bilhassa düşük kütleel debilerde artmaktadır. Çünkü azalan kütleel debi ile beraber akışta katmanlaşma meydana gelmekte ve neticede bu borularda sürtünmeli basınç düşümüne ilaveten buhar fazının sebep olduğu ilave bir basınç düşümü meydana gelmektedir.

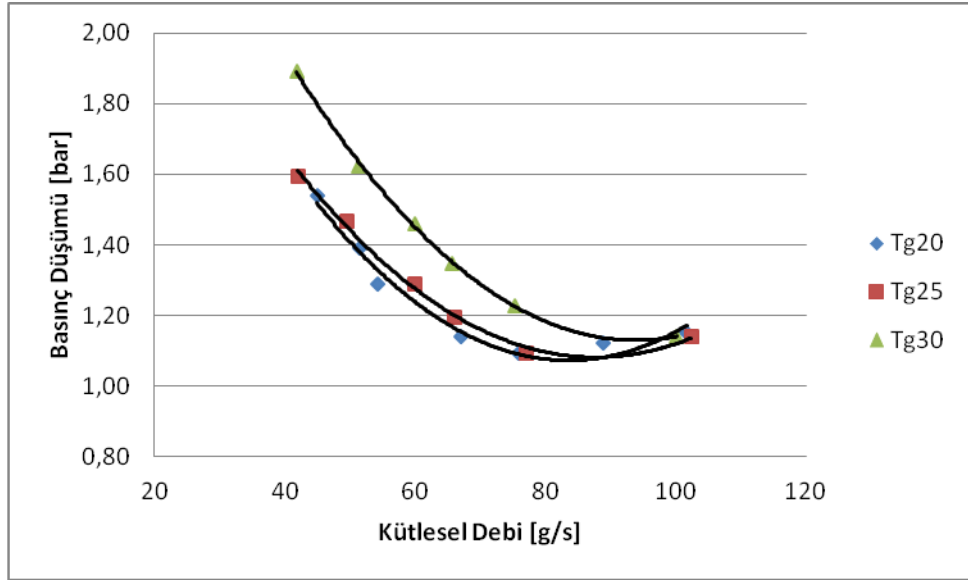
Karakteristik kararlı durum eğrilerinin negatif eğime sahip kısımları yüzey artırımı borularda boş boruya nazaran daha dik bir eğime sahip olmaktadır. Buda yüzey artırımı elemanlar içeren borularda sistemin kararlılığının azaldığını göstermektedir. Yine her bir boru için çizilen eğrilerin maksimum ve minimum noktaları arasındaki ΔP basınç farklarının farklılıklar göstermesi dikkatimizi çekmektedir. Yüzey artırımı borular içerisinde en düşük ΔP değeri Y1, en büyük ΔP değeri Y2 için elde edilmiştir. Boş boru için farklı giriş sıcaklıklarında elde edilen ΔP değerleri arasında önemli bir fark olmamasına rağmen yüzey artırımı borularda farklı giriş sıcaklıkları için elde edilen ΔP değerleri azalan giriş sıcaklığı ile beraber artmaktadır. Elde edilen bu önemli sonuç daha önce literatürde elde edilen sonuçlarla iyi bir uygunluk göstermektedir. Yatay borular için elde ettiğimiz bu sonuçlar aynı zamanda literatürde daha önce dikey borularda elde edilen sonuçlarla yine iyi bir benzerlik sağlanmıştır.



Şekil 4.65. BB farklı giriş sıcaklıkları için kararlı durum karakteristik eğrileri



Şekil 4.66. Y1 farklı giriş sıcaklıkları için kararlı durum karakteristik eğrileri



Şekil 4.67. Y2 farklı giriş sıcaklıkları için kararlı durum karakteristik eğrileri

4.1.5. Boş boru ve farklı yay elemanları için elde edilen sıcaklık profillerinin karşılaştırılması

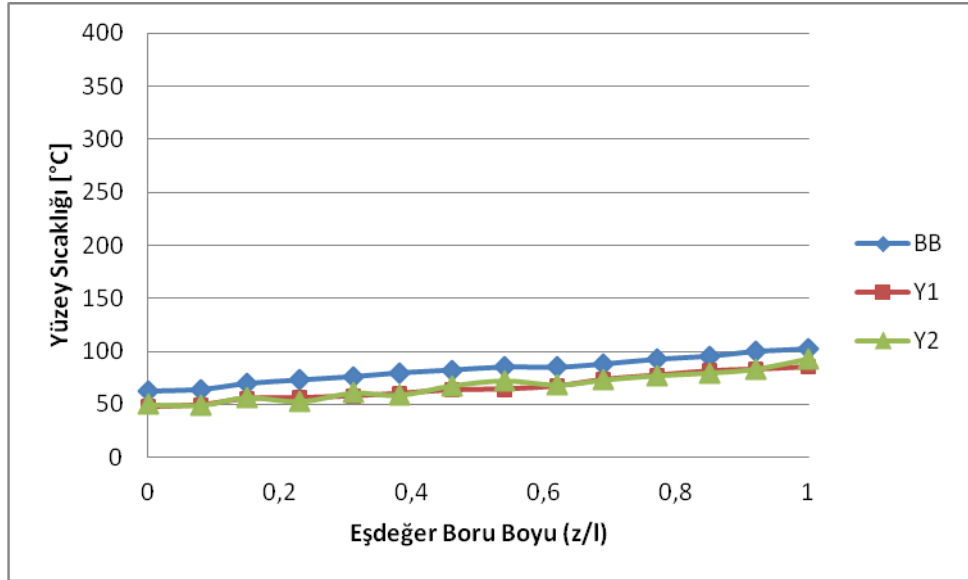
Deneyisel çalışmalar boyunca kullanılan farklı ısı transfer iç yüzey konfigürasyonuna sahip üç adet test borusu için elde edilen alt ve üst cidar sıcaklık profillerinden hareket ederek bir önceki bölümde de söylendiği gibi katmanlaşma seviyelerinin farklı oranlarda ortaya çıktığını biliyoruz. Boş boruda yüksek debilerde bile elde edilen katmanlaşma seviyesi, içerisinde farklı ısı transfer iç yüzey konfigürasyonlarına sahip diğer iki boruda meydana gelen katmanlaşmaya göre çok daha fazladır.

Yüksek kütleli debilerde ısı transfer yüzey artırım elemanları akışta türbülans seviyesinin artmasına neden olmaktadır. Akışkan giriş sıcaklığındaki artışla bir başka ifade ile aşırı soğutma seviyesinin azalmasıyla beraber katmanlaşma daha yüksek kütleli debilerde başlamaktadır. Sıvı ve buhar fazlarındaki ayrışma ile ortaya çıkan katmanlı akış, içerisinde ısı transfer iç yüzey artırım elemanı bulunduran borularda daha az seviyelerde ortaya çıkması ile beraber bu elemanların akışa kazandırdıkları türbülans nedeniyle sıvı ve buhar fazları karışık halde akmakta ve bunun sonucunda faz ayrışması daha az olmaktadır.

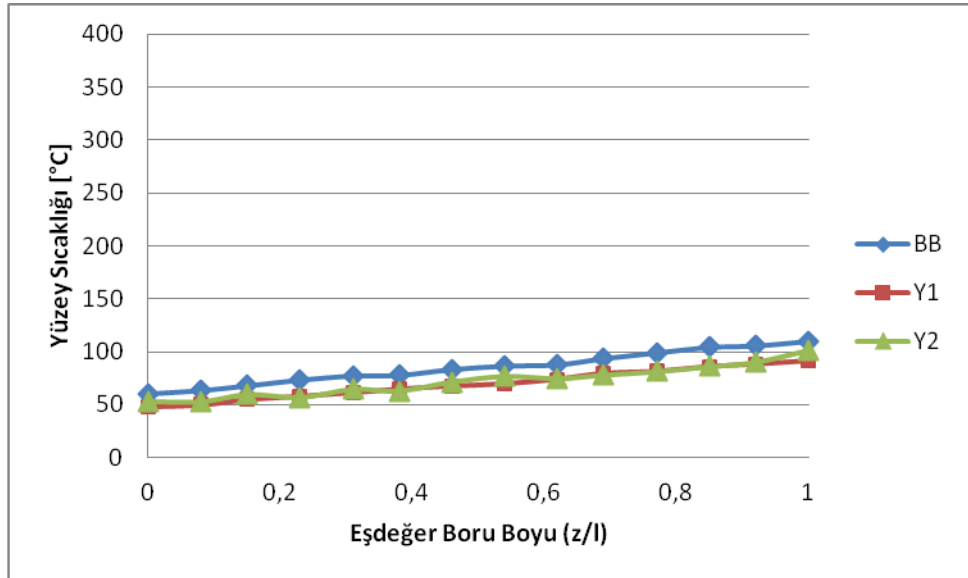
Y1 ve Y2 için elde edilen sıcaklık limitlerinde boş boruya nispeten çok ciddi bir azalma söz konusudur. Aynı zamanda bu borularda elde edilen alt ve üst cidar sıcaklıkları arasındaki maksimum fark boş boruya göre yine çok azalmaktadır. Şekil 4.68., Şekil 4.69., Şekil 4.70., Şekil 4.71., Şekil 4.72., Şekil 4.73., Şekil 4.74., Şekil 4.75., Şekil 4.76., Şekil 4.77., Şekil 4.78., Şekil 4.79., Şekil 4.80., Şekil 4.81., Şekil 4.82., Şekil 4.83. ve Şekil 4.84.'de üç adet test borusu için üç giriş sıcaklığında elde edilen üst cidar sıcaklıkları eş değer boru boyunca karşılaştırılmıştır.

Şekillerden de anlaşıldığı gibi içerisinde ısı transfer yüzey artırım elemanı bulunan Y1 ve Y2 için elde edilen cidar sıcaklıkları boş boru için elde edilen değerlerle mukayese edilirse, bu borularda türbülans seviyesinin yüksek oluşu nedeniyle daha az katmanlaşma olayı söz konusu olmakta ve alt ve üst cidar sıcaklıkları arasındaki fark azalmaktadır. Burn-out olayına tekabül eden sıcaklık limitleri ortadan kalkmakta ve boru donanımlarına bu olayın muhtemelen verebileceği zararlarda ortadan kalkmış olmaktadır. Boş boru için özellikle düşük kütleli debilerde üst cidar sıcaklıklarında elde edilen yüksek sıcaklık değerleri burn-out olayının meydana geldiğini göstermektedir. Aynı geometriye sahip yay elemanı bulunduran Y1 ve Y2 mukayese edilirse, yay adımı büyüdükçe akışa kazandırılan türbülans seviyesi düşmekte bunun sonucunda akışta çok daha az katmanlaşma meydana gelmektedir. Aynı aşırı soğutma seviyesinde fakat farklı kütleli debilerde elde edilen sıcaklık limitleri karşılaştırılırsa artan kütleli debi ile sıcaklık limitleri ile beraber alt ve üst cidar sıcaklıkları arasındaki farkın da azaldığı tespit edilmektedir.

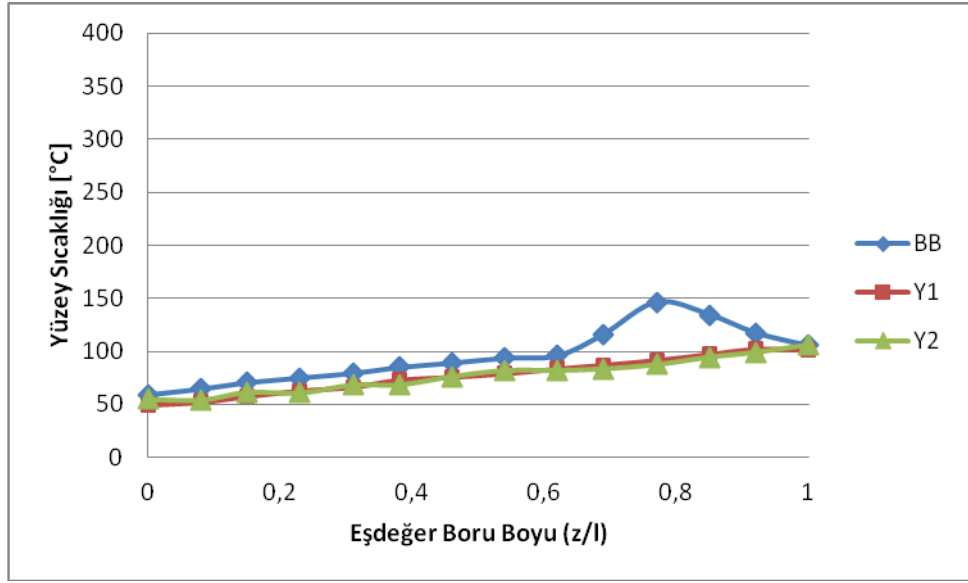
A. BB-Y1-Y2 için $T_g=20^\circ\text{C}$ de üst cidar sıcaklık profilleri



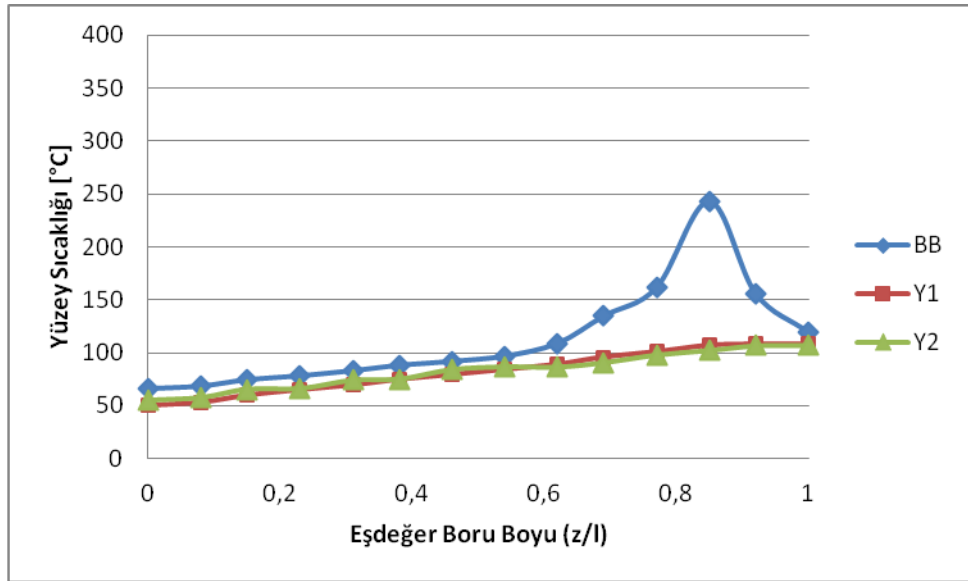
Şekil 4.68. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=100$ g/s)



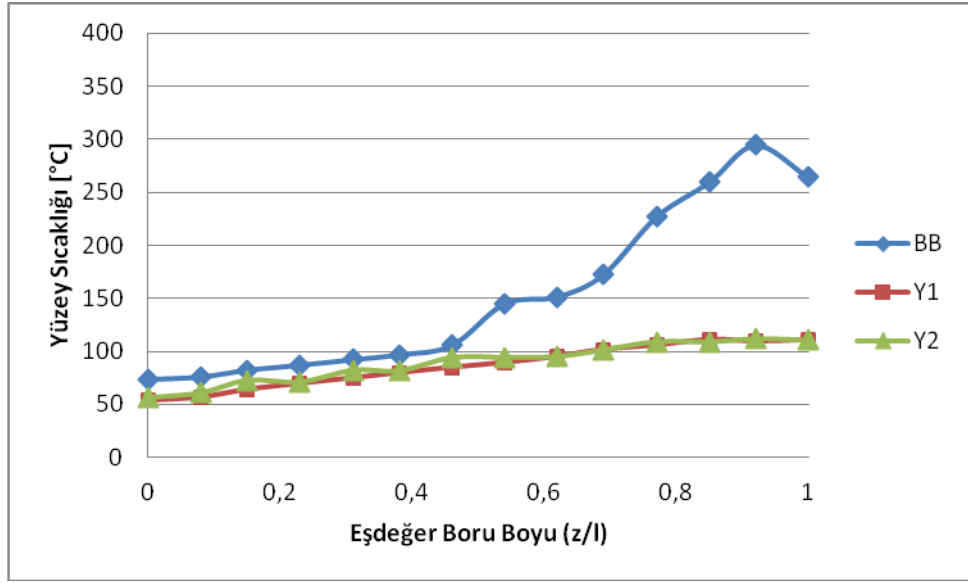
Şekil 4.69. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=90$ g/s)



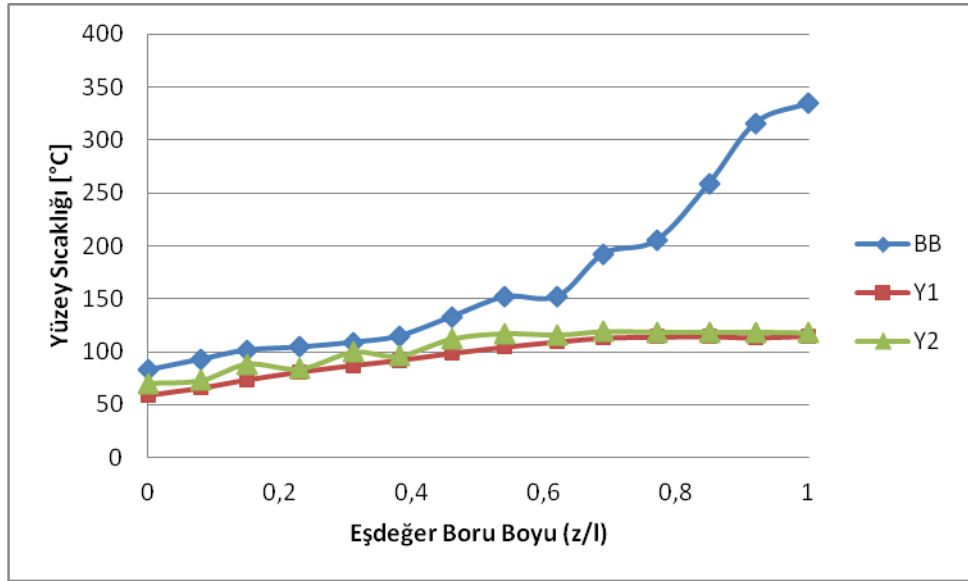
Şekil 4.70. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=75$ g/s)



Şekil 4.71. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=67$ g/s)

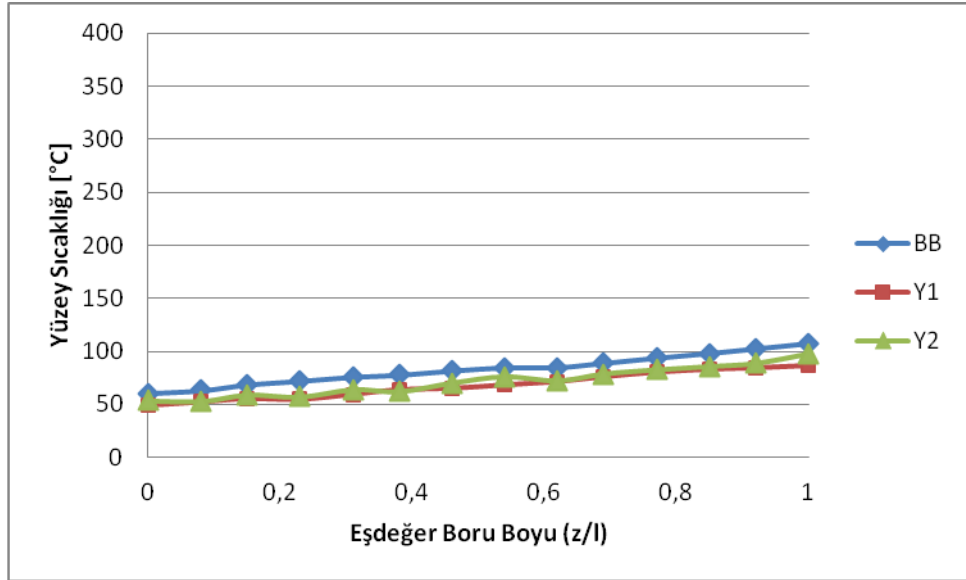


Şekil 4.72. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=55$ g/s)

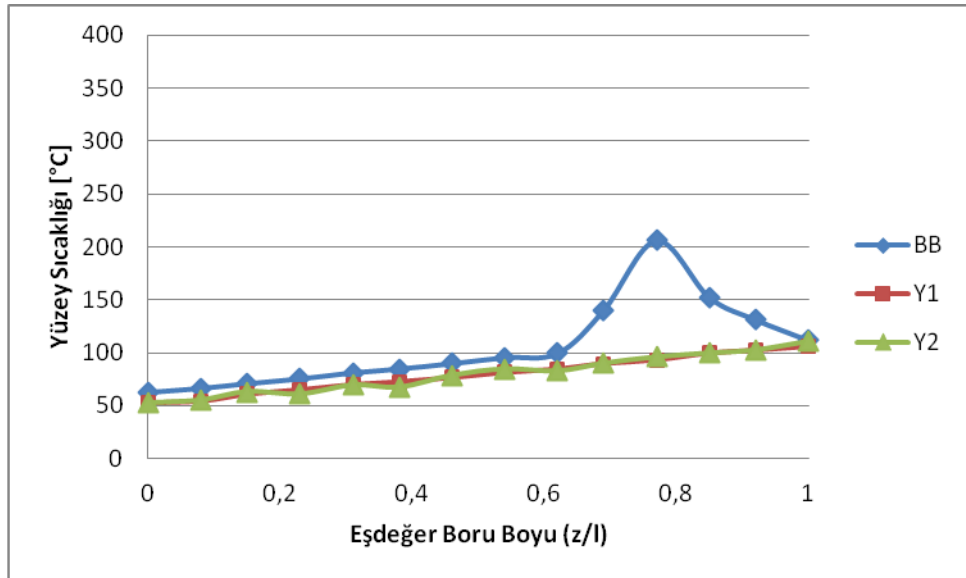


Şekil 4.73. $T_g=20^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=45$ g/s)

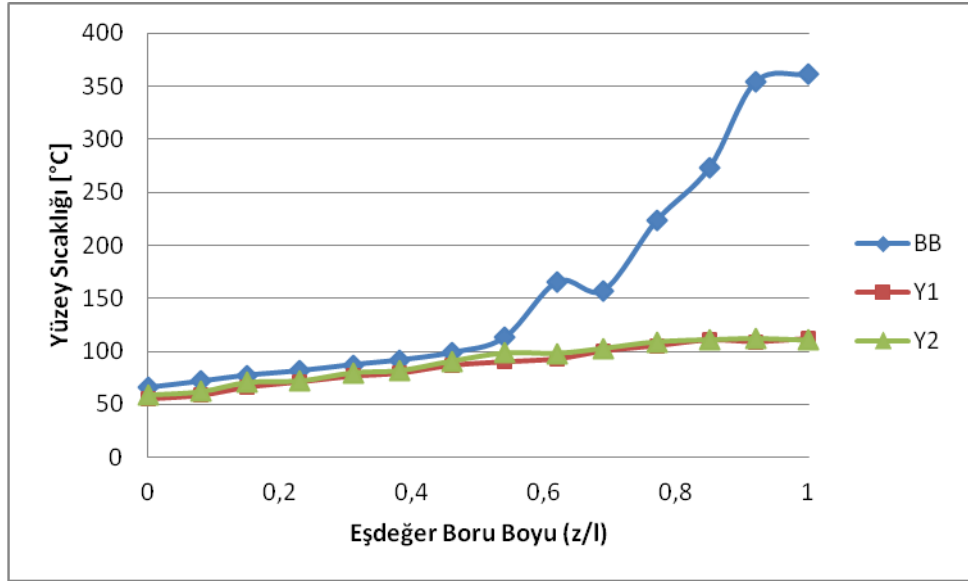
B. BB-Y1-Y2 için $T_g=25^\circ\text{C}$ de üst cidar sıcaklık profilleri



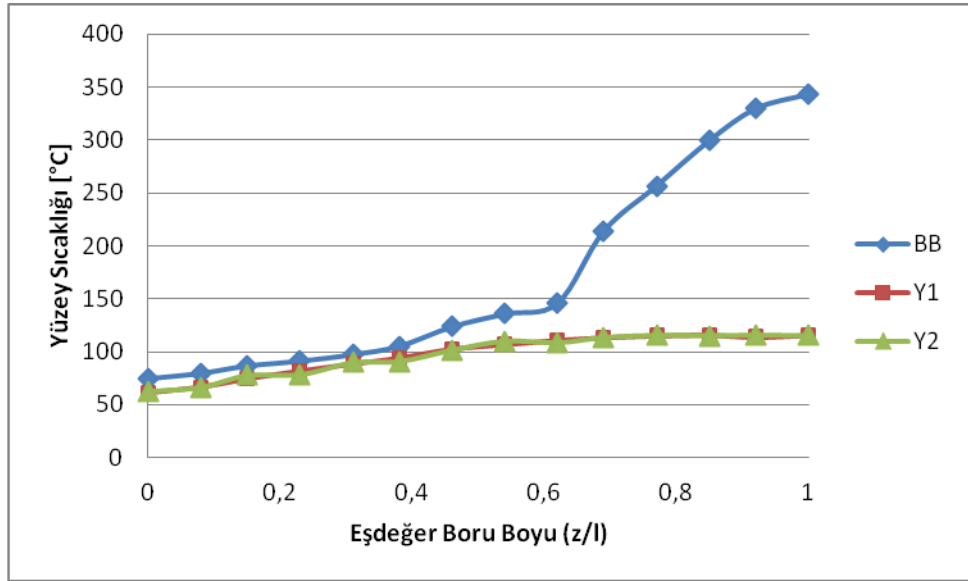
Şekil 4.74. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=100$ g/s)



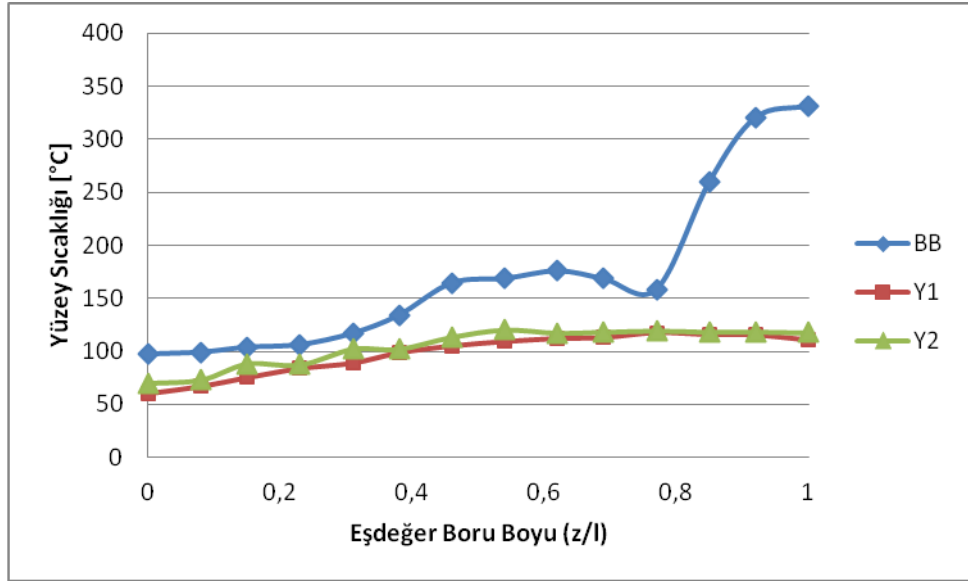
Şekil 4.75. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=77$ g/s)



Şekil 4.76. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=60$ g/s)

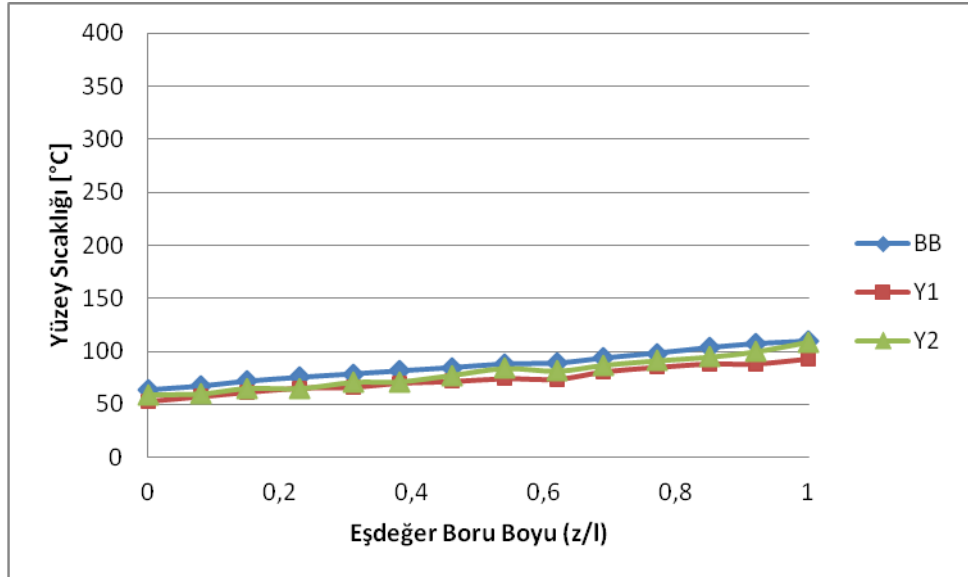


Şekil 4.77. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=50$ g/s)

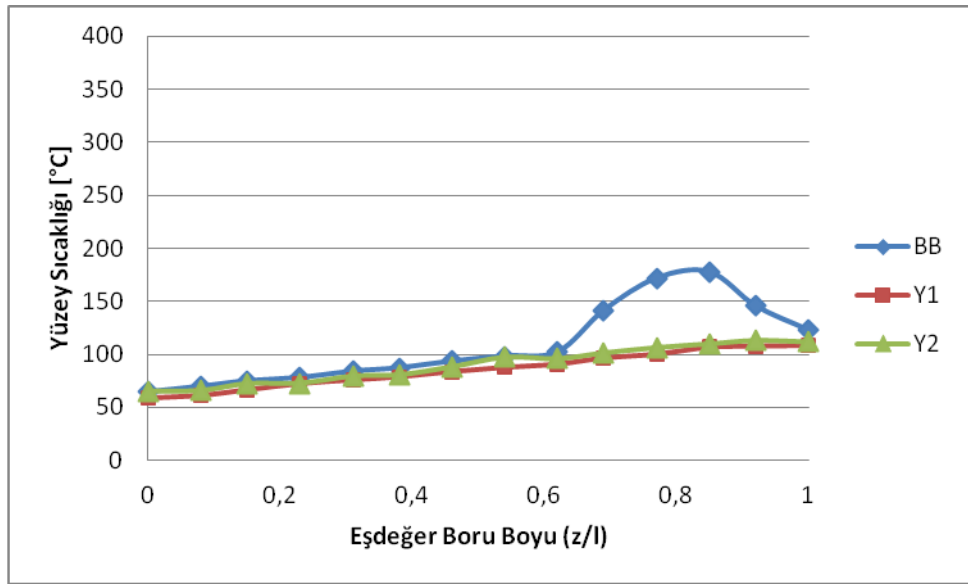


Şekil 4.78. $T_g=25^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=43$ g/s)

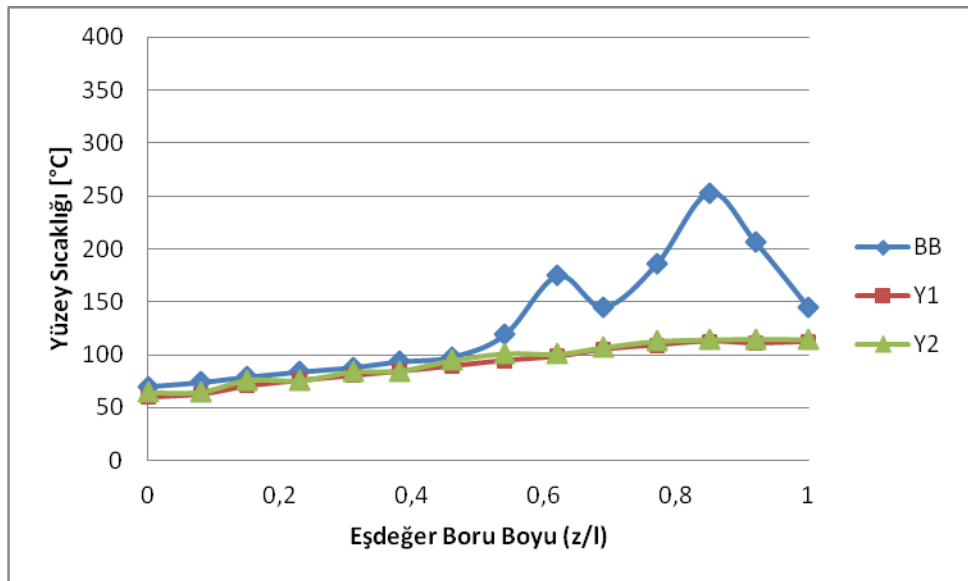
C. BB-Y1-Y2 için $T_g=30^\circ\text{C}$ de üst cidar sıcaklık profilleri



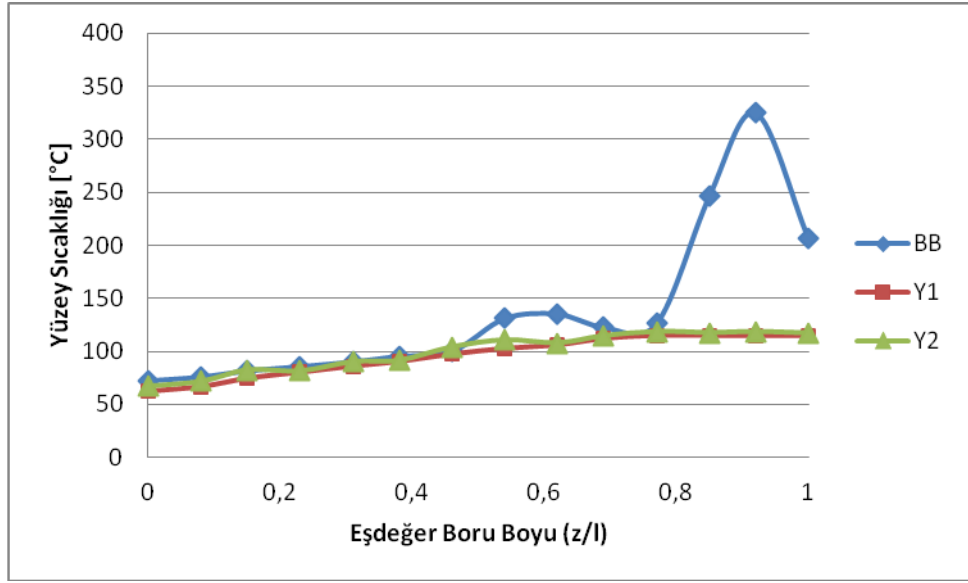
Şekil 4.79. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=100$ g/s)



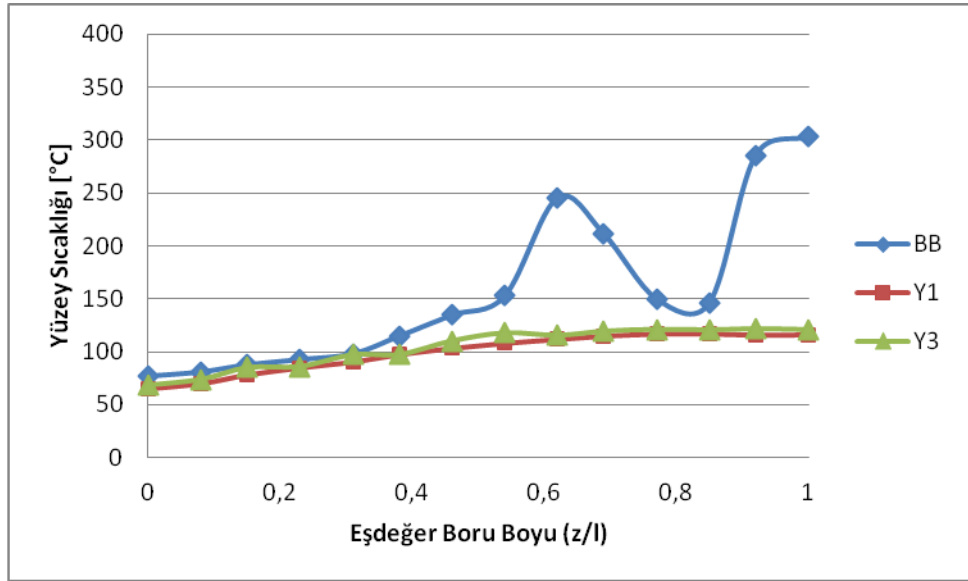
Şekil 4.80. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=75$ g/s)



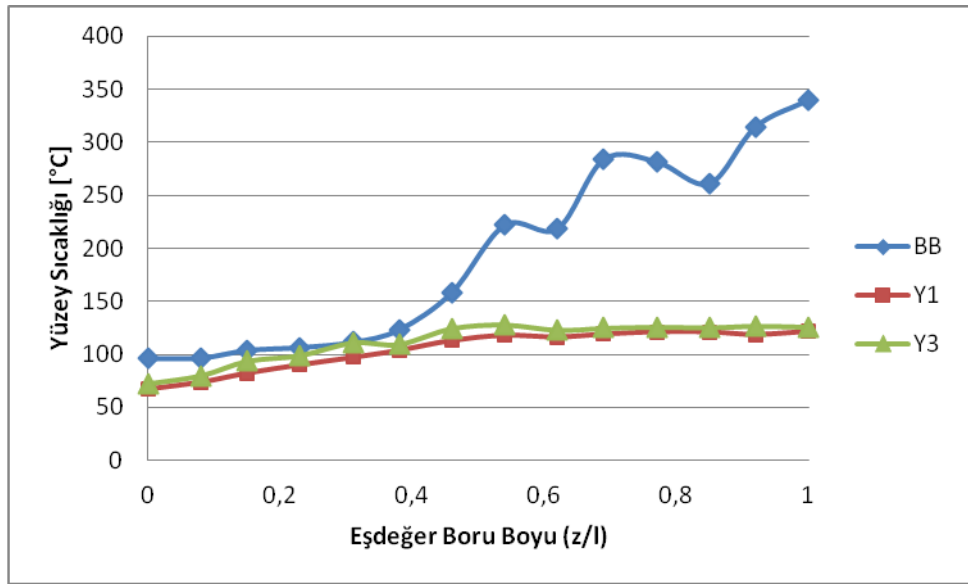
Şekil 4.81. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=65$ g/s)



Şekil 4.82. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=60$ g/s)



Şekil 4.83. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=50$ g/s)



Şekil 4.84. $T_g=30^\circ\text{C}$ üst cidar sıcaklık profilleri ($\dot{m}=42$ g/s)

5. SONUÇ ve ÖNERİLER

5.1. Sonuçlar

Zorlanmış konveksiyonlu kaynamalı yatay borularda meydana gelen iki fazlı kararlı akış olayları ile ilgili olarak yapılan deneysel çalışmalar sonucunda elde edilen bulgular ve bundan sonra benzer konuda araştırma yapacak olan araştırmacılar için faydalı olacak bazı önemli öneriler aşağıda sırasıyla maddeler halinde yazılmıştır.

5.1.1. Sıcaklık profilleri

Zorlanmış konveksiyonlu kaynamalı yatay borular için altı farklı sıcaklık profili bulunmuştur. Bunlarla ilgili bulgular aşağıda maddeler halinde yazılmıştır.

1. Yüksek kütleli debilerde her bir test borusu için tek fazlı konveksiyonlu akış rejimi meydana gelmektedir. Bu tip rejimde boru boyunca gerek alt cidar sıcaklık değişimleri gerekse üst cidar sıcaklık değişimleri lineer olarak artmaktadır. Her iki cidar sıcaklıkları arasında önemli bir farklılık oluşmamaktadır. Tüm borular için bu akış rejiminde üst cidar sıcaklıkları alt cidardan daha yüksek olmaktadır.
2. Yüzey artırımı borularda boş boruya göre akış ortamında daha az katmanlaşma meydana gelmektedir. Çünkü yüzey artırım elemanları akışın türbülans seviyesini artırarak sıvı ve buhar fazlarının karışık halde akmasını sağlamaktadır.
3. Cidar sıcaklıkları yüzey artırımı test borularında boş boruya göre azalmıştır. Bir başka ifade ile yüzey artırımı borularda ısı transfer katsayısı artmıştır. Sıvı ve buhar fazlarının karışık olarak akması sonucu ısı transfer katsayısı daha yüksek olan akışkan kütlesi cidarla daha fazla temas ederek cidardan daha fazla enerji absorbe edecektir. Bu da yüzey artırımı borularda cidar sıcaklıklarını boş boruya göre düşürecektir.

4. Aşırı soğutma oranının artması ile çekirdekli kaynamanın başlangıç noktası boru boyunca akış yönünde ileri doğru hareket etmektedir. Çekirdekli kaynama rejimi kaynama rejimleri içerisinde en yüksek ısı transfer oranına sahip bir rejimdir.
5. Yüzey artırımı borularda elde edilen cidar sıcaklık limitlerinin boş boruya göre daha düşük olması yüzey artırımı borularda burn-out olayının daha düşük sıcaklık limitlerinde oluşmasını sağlamaktadır. Deneysel çalışmanın en önemli sonuçlarından biride budur. Çünkü alt ve üst cidar sıcaklıkları arasındaki farkın büyümesiyle ortaya çıkan burn-out olayı ile boruda termal gerilmeler oluşmakta ve bunun sonucunda boru cidarları patlayarak bozulmaktadır. Böylece yüzey artırımı borularda burn-out olayının daha düşük sıcaklık limitlerinde meydana gelmiş olması bu olayın boru cidarlarına verebileceği muhtemel zararlarda boş boruya göre azaltılmış olacaktır.
6. Kütsel debinin sürekli azalması ile beraber ortaya çıkan lokal katmanlı akış rejiminde alt cidar sıcaklıkları boru boyunca hemen hemen sabit kalırken üst cidar sıcaklıkları ani bir yükseliş göstermekte ve akış ortamında buhar fazına göre daha küçük ısı transfer katsayısına sahip slugların üst cidarla temas etmesi sonucunda bir sıcaklık artışı söz konusu olmaktadır.
7. Üç farklı test borusu için elde edilen sıcaklık profilinden merkezi katmanlaşma, lokal katmanlaşma ve tam katmanlı akış rejimleri boru cidarına verebilecekleri muhtemel zararlar bakımından tehlikeli potansiyele sahip olduklarından dikkatlice izlenmeleri gerekmektedir.
8. Her bir test borusu için elde edilen tüm akış rejimlerinde genellikle üst cidar sıcaklıkları daima alt cidar sıcaklıklarından daha yüksek değerlere sahip olmaktadır. Çünkü kaldırma kuvvetlerinin etkisi ile daha az yoğunluğa sahip akışkan kütleleri üst cidara doğru sürüklenmektedir. Böylece boru alt cidarı boyunca ısı transfer katsayısı daha yüksek olan sıvı fazı akarken üst cidar boyunca ise ısı transfer katsayısı daha düşük olan sıvı fazı akmaktadır.

9. Kütlesel debinin çok düşük değerlerinde test borularının sonuna doğru tam buharlaşma sonucunda akış ortamında tek buhar faz bölgesi oluşmaktadır.

5.1.2. İki fazlı akış karakteristik eğrileri

1. Kararlılık sınırları azalan giriş sıcaklığı ile beraber daha düşük kütlesel debi değerlerine doğru hareket etmektedir.

2. Kararlı durum karakteristik eğrisinin kararsız bölgesi yüzey artırımı borularda boş boruya göre artmaktadır. Yüzey artırımı borularda kararlılık sınırları daha düşük kütlesel debi değerlerine doğru hareket etmektedir. Bu kararsız bölgede en büyük artış Y2 için elde edilmiştir.

3. Boyutsal analiz sonuçlarına göre yüzey artırımı borularda ısı transfer karakteristiklikleri boş boruya göre daha iyi özelliklere sahiptir. Lokal ısı transfer katsayıları boru boyunca akış ortamında oluşan değişik akış rejimlerinden dolayı zamanla değişmektedir.

4. Boyutsal analiz yardımıyla kararlı durum karakteristik eğrileri daha basit formda tek bir eğri ile gösterilebilmektedir. Boyutsal analizde yapılan bazı kabullerden dolayı sonuçlarda belli bir hata payı söz konusudur.

5.2. Öneriler

Bu tezde ısı transferi iyileştirmesinin iki fazlı akış kararsızlıklarına etkisi deneysel olarak araştırılmıştır. İş yapan akışkanı su olan kaynamalı yatay bir boru sisteminde deneyler yapılmış ve biri boş boru olmak üzere üç farklı ısı transfer yüzey konfigürasyonu kullanılmıştır. Deneylerde sabit ısı gücü, üç farklı giriş aşırı soğutması ve sabit çıkış orifis çapı kullanılarak giriş aşırı soğutmasının iki fazlı akış katmanlaşmasına etkisi araştırılmıştır. Karakteristik durum eğrileri elde edilmiş ve ısı

transfer iyileştirmesinin kararlı durum karakteristiklerine etkisi incelenmiştir. Bu çalışmadan elde edilen sonuçlar şöyle özetlenebilir:

1. İki fazlı akış rejimlerinin tahmin edilmesinde yararlanılan sıcaklık profilleri bu konuda yeterli olmamaktadır. İki fazlı akış rejimlerinin doğrudan gözlemlenmesi daha doğru sonuçlar sağlayacaktır. Bunun için gelişmiş teknoloji yardımıyla test akış ortamı saydam hale getirilerek oldukça hızlı ve hassas bir kaydetme, görüntüleme, ışıklandırma ve data okuma sistemleri kullanılarak iki fazlı akış rejimleri tespit edilmelidir.
2. Test akış ortamında istenen akış rejimlerinin meydana gelmesi için tam buharlaşmanın sağlanması amacıyla test borusunun yeterli uzunlukta olması gerekmektedir. Çünkü sabit bir ısı akısında artan boru uzunluğu ile akışkan daha fazla ısı enerjisi cıdardan absorbe edecektir.
3. Test borusu cidarına en büyük zararları veren burn-out olayının oluşmasında etkili olan parametreler iyi tespit edilerek bu zararları en aza indirgeyecek optimum şartların gerek teorik gerekse deneysel olarak belirlenmesi çok büyük bir öneme sahiptir.
4. Kaynamalı akış ortamında yüzdürme kuvvetlerinin etkisi ile meydana gelen katmanlı akışın iyi bir şekilde takip edilmesi amacıyla kabarcık formasyonunun ve kabarcıkların akış ortamındaki dinamik davranışlarının bilinmesinin büyük önemi vardır. Bunun için teorik ve deneysel çalışmalar yapılmalıdır.
5. Test borusu iç yüzey kofigürasyonlarının kararlı – kararsız akış ortamına yaptıkları olumlu ve olumsuz etkiler ortaya çıkarılarak en ideal iç yüzey şartlarının tespit edilmesi için bu konudaki çalışmaların artarak devam etmesi gerekmektedir.
6. Kararsız akış ortamının meydana gelmesinde etkili olan parametrelerin tespit edilmesi amacıyla yeni teorik ve deneysel çalışmalara ihtiyaç vardır. Çünkü bu konuda günümüze kadar yapılan çalışmalarla oldukça kompleks bir durum gösteren iki fazlı akış kararlı – kararsız akış limitlerinin belirlenmesi için genel olarak kabul edilmiş bir

hipotez yoktur. Bütün iki fazlı akışlı sistemlere rahatlıkla uygulanabilecek yeni simülasyon çalışmalarına ihtiyaç vardır.

7. Sıcaklık ölçümlerinde kullanılan termokapıl çiftlerinin gürültü seviyelerini en aza indirecek şekilde seçilmesi gerekmektedir. Ortamın olumsuz etkilerini önleyecek tarzda dış yüzeyleri izoleli ve artan tel uzunluğuna rağmen ölçüm hatası yine en az olan termokapıl telleri kullanılmalıdır.

8. Deneysel dataları değerlendirmek amacıyla kullanılan bilgisayar kartının kapasitesi en az saniyede 1000 adet örnekleme yapabilecek seviyede olmalıdır. Bilgisayar kartına termokapıl tellerinin bağlantısı; gürültü seviyesi yüksek olan ve single bağlantı olarak bilinen metot yerine gürültü seviyesi en az olan diferansiyel bağlantı metodu ile yapılmalıdır.

9. Petrol istasyonları gibi işletmelerde akışkanın sirkülasyonunda problemlere neden olan slug ve plug akış rejimlerinde ortaya çıkan slug ve plug parçacıklarının dinamik davranışları teorik ve deneysel olarak araştırılmalıdır. Bu amaçla akış ortamında meydana gelen slug ve plug parçacıklarının dağıtılarak yok edilmesi amacıyla akış ortamına cidarla temas halinde olan veya olmayan farklı geometrik yapıya sahip yüzey artırım elemanları yerleştirilmelidir.

10. Deneysel çalışmalar boyunca ihtiyaç duyulan ısı enerjisini temin etmek amacıyla kullandığımız güç kaynağının elektrik bağlantı kablolarının test borusuna tespit edildiği kutuplara yakın yerlerden alınan cidar sıcaklık ölçümlerinde dikkati çeken düzensizlikleri en aza indirmek amacıyla yeni bağlantı tekniklerinin geliştirilmesi uygun olacaktır.

11. İki fazlı akış olayları ile ilgili bir çok formülasyonda karşılaşılan ve void fraction olarak bilinen boşluk oranının deneysel olarak tespit edilmesi amacıyla void metre kullanılmalıdır. Araştırmacılar tarafından geliştirilen korelasyonlar yardımıyla

hesaplamalarda kullanılan boşluk oranı değerlerindeki hata oranı void metre kullanılarak nispeten azaltılmış olacaktır.

KAYNAKLAR

- Agrawal, S. S., Gregory, G. A. and Govier, G. W., 1973. An analysis of horizontal stratified two phase flow in pipes. *The Canadian Journal of Chemical Engineering*, 51 (3), p 280–286
- Bergles, A. E., 1988, *Heat Transfer Augmentation, Two-Phase Heat Exchangers, Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design*, (Ed. S. Kakac, A. E. Bergles, and E. O. Fernandes) Kluwer, Dordrecht, The Netherlands, pp. 343-373.
- Berthoud, G. and Jayanti, S., 1990. Characterization of dryout in helical coils. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 33 (7), p 1451–1463.
- Celata, C. P., Cumo, M., Mariani, A. and Zummo, C., 1998. Physical Insight In The Burnout Region Of Water-Subcooled Flow Boiling. *Rev. Gin. Therm.*, 37, p. 450-458.
- Celata, G.P., Cumo, M. and Mariani, A., 1993. Burnout in highly subcooled water flow boiling in small diameter tubes. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 36 (5), p 1269–1285
- Celata, G.P., Cumo, M. and Mariani, A., 1994. Enhancement of CHF water subcooled flow boiling in tubes using helically coiled wires. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 37 (1),p 53–67
- Celata, G.P., Cumo, M., Gallo, D., Mariani, A. and Zummo, G., 2007. A Photographic study of subcooled flow boiling burnout at high heat flux and velocity. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 50, p. 283–291
- Chisholm, D., 1967, A theoretical basisfor the Lockhart-Martinelli correlation for two-phase flow, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 10, 1767-1778.
- Chisholm, D., 1973, Pressure gradients due to friction during the flow of evaporating two-phase mixtures in smooth tubes and channels, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 16, 347-358
- Chisholm, D., 1983, Gas-liquid flowin pipeline systems, in *Handbook of Fluids in Motion*, N. P. Cheremisinoff and R.Gupta, eds, Butterworth, Boston.
- Collier, J. G., Thome J. R., 1994, *Convective boiling and condensation*, 3rd edn., Clarendon Press, Oxford.
- Crowe, K.E. and Griffith, P., 1993. Intermittent flow dryout limit in heated horizontal tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, 19 (4), p. 575–588.
- Çomaklı, O., Karagöz, Ş., Yilmaz, M., Karsli, S., 2008, Yatay Bir Borudaki Kaynamalı İki Fazlı Akış Kararsızlıkları Ve Akışkan Tipinin Etkileri, *TEKNOLOJİ*, Cilt 11(1), 15-24.
- Çomaklı, O., Yilmaz, M., Ozyurt, O., Karsli, S., 2004, Two-phase flow thermal instabilities in a horizontal intube boiling system with enhanced surfaces, *Experimental Heat Transfer*, 17, 199-226.
- Çomakli, O., Karsli, S., Yilmaz, M., 2002, Experimental Investigation of Two Phase Flow Instabilities in A Horizontal in-Tube Boiling System, *Energy Conversion and Management*, 43, 249-268.
- David P Frisk, D. P. and Davis, E. J., 1972. The enhancement of heat transfer by waves in stratified gas-liquid flow. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, 15, p 1537-1552

- Ding, Y., 1993. Experimental Investigation of Two-Phase Flow Phenomena In Horizontal Convective In-Tube Boiling System. Ph. D. Thesis, University of Miami, Florida, USA.
- France, D. M., 1973, DNB in Liquid Metal Heated Forced Convection Boiling. *Int. J. Heat Mass Transfer*, Vol. 16, p 2343-2354.
- Friedel, I., 1979, Improved friction pressure drop correlations for horizontal and vertical two-phase pipe flow, Paper E2, European Two-Phase Flow Group Meeting, Ispra, Italy.
- Frisk, D. P., Davis, E.J., 1972, The enhancement of heat transfer by waves in stratified gas-liquid flow, Original Research Article, *International Journal of Heat and Mass Transfer*, Volume 15, Issue 8, Pages 1537-1552.
- Gaspari, G.P. and Cattadori, G., 1994. Subcooled flow boiling burnout in tubes with and without turbulence promoters. *Experimental Thermal and Fluid Science*, 8 (1), p. 28–34
- Gurgenci, H., 1982, Two-Phase Flow Instabilities. Ph. D. Thesis, University of Miami, Florida, USA.
- Hewitt, G. F., 1999, Fluid mechanics aspects of two-phase flow, in *Handbook of Phase Change: Boiling and Condensation*, S. G. Kandlika, M. Shoji and V. K. Dhir, eds. Taylor and Francis, Philadelphia.
- Hewitt, G. F., Shires, G. L., Bott, T. R., 1994, *Process Heat Transfer*, CRC Press, Boca Raton, FL.
- Hosler, E. R., 1968, Flow Patterns in High Pressure Two-Phase (steam-water) Flow With Heat Addition. *AIChE Symp.*, Ser. 64, p 54-56.
- Karagöz, Ş., 2007, Isı Transferi İyileştirmesinin İki Fazlı Akış Kararsızlıklarına Etkilerinin Araştırılması. Doktora tezi, Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi, Erzurum
- Karslı S., 2000, Zorlanmış Konveksiyonlu Kaynamalı Yatay Bir Boru Sisteminde İki Fazlı Akış Kararsızlıklarının Deneysel Olarak İncelenmesi. Doktora tezi, Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi, Erzurum.
- Karslı S., Yılmaz M., ve Çomaklı Ö., 2001. Isı transferi iyileştirmesinin iki fazlı akış katmanlaştırmasına etkisi. *Termodinamik*, 102, 68-78, 2001.
- Karslı, S., Yılmaz, M., ve Çomaklı, Ö., 2001. Isı transfer iyileştirmesinin yatay bir borudaki iki fazlı akış termal osilasyonlarına etkisi. 13. Ulusal Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi, Konya, 10- 16.
- Karsli, S., Yilmaz, M., Çomakli, O., 2002. The Effect of Internal Surface Modification on Flow Instabilities in Forced Convection Boiling in A Horizontal Tube. *International Journal of Heat and Fluid Flow*, 23, 776-791, 2002.
- Lahey, R. T., Podowski, M. Z., 1989, On the analysis of various instabilities in two-phase flows, *Multiphase Science and Technology*, Vol. 4, Hemisphere Publishing Corp.
- Ledinegg, M., 1938, Instability of Flow During Natural and Forced Circulation. *Die Warne*, 61, 891.
- Lestina, T. and Serth, R.W., 2007. *Boiling Heat Transfer. Process Heat Transfer: 1st ed.: Principles, Applications and Rules of Thumb*. Academic Press, USA, 385-441.
- Lockhart, R. W., Martinelli, R. C., 1946, Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two component flow in pipes, *Chem. Eng. Prog.*, 45, No.1, 39-48.

- Maulbetsch, J. S., Griffith, P., 1966, System-Induced Instabilities in Forced Convection Flow With Subcooled Boiling. Proc. 3rd Int. Heat Transfer Conf., Chicago, Illinois, v 4, 247.
- Müller-Steinhagen, H., Heck, K., 1986, A simple friction pressure drop correlation for two-phase flow in pipes, Chem. Eng. Process, 20, 297-308.
- Ömeroğlu, G., 2012, Türbülantörlerin İki Fazlı Akış Kararsızlıklarına Etkisinin İncelenmesi. Doktora tezi, Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi, Erzurum
- Sachs, P. and Long, R.A.K., 1961. A correlation for heat transfer in stratified two-phase flow with vaporization. International Journal of Heat and Mass Transfer, Volume 2, Issue 3, p 222–230.
- Stenning, A. H. and Veziroğlu, T. N., 1965. Flow oscillation modes in forced convection boiling. Proc. Heat Transfer and Fluid Mechanics Institute, Stanford Univ. Press., p 301-316.
- Tong, L. S., Tang, Y. S., 1997, Boiling Heat Transfer and Two-Phase Flow, 2nd edn., Taylor & Francis, Bristol, PA.
- Veziroğlu, T. N., Kakaç, S., 1983, Two-Phase Flow Instabilities, Final Report: N. S. F. Project CME 79-20018, Clean Energy Research Institute, Coral Gables, Florida, USA.
- Veziroğlu, T.N., Kakaç, S., 1980. Two-phase flow instabilities and the effect of subcooling. N.S.F. Project ENG 75-16618, Final Report.
- Webb, R. L. (1981) The Evolution of Enhanced Surface Geometries for Nucleate Boiling, Heat Transfer Engineering, Vol. 2, (Nos. 3-4), pp. 46-69.
- Weisman, J., Yang, J.Y. and Usman, S., 1994. A phenomenological model for boiling heat transfer and the critical heat flux in tubes containing twisted tapes. International Journal of Heat and Mass Transfer, 37 (1), p. 69–80
- Yang, J.Y. and Weisman, J., 1991. A phenomenological model of subcooled flow boiling in the detached bubble region. International Journal of Multiphase Flow, 17 (1), p. 77–94.
- Yılmaz, M., Çomaklı, Ö., Karagöz, Ş., Bedir, Ö., 2007. İki Fazlı Akışlarda Isı Transfer İyileştirmesi-1 Termodinamik, 176, 76-86.
- Yılmaz, M., Çomaklı, Ö., Karagöz, Ş., Bedir, Ö., 2007. İki Fazlı Akışlarda Isı Transfer İyileştirmesi-2 Termodinamik, 177, 76-86.
- Yılmaz, M., Karslı, S., Çomaklı, Ö., 2001. Isı transfer iyileştirmesinin yatay bir borudaki iki fazlı akış basınç düşümü osilasyonlarına etkisi. 13. Ulusal Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi, Konya, 1-9.
- Yılmaz, M., Çomaklı, Ö., Karslı, S., 2002. The Effect of Inlet Subcooling on Two-Phase Flow Instabilities in A Horizontal Pipe System with Augmented Surfaces. Int. J. Energy Res., 26(2), 113-131.

ÖZGEÇMİŞ

1979 yılında Ağrı Tutak'da doğdu. İlköğrenimini Ağrı'da, orta ve lise öğrenimini Erzurum Anadolu Lisesi'nde tamamladı. 1997 yılında girdiği Atatürk Üniversitesi Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü'nden 2001 yılında mezun oldu. 2001-2002 öğretim yılında Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Yabancı Dil Hazırlık Sınıfı'na devam etti. 2002 yılında Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı Termodinamik Bilim Dalı'nda Yüksek Lisans, 2005 yılında Doktora öğrenimine başladı.

Atatürk Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü'nün görevlendirmesi ile aynı üniversitenin Mühendislik Fakültesi Makine Mühendisliği Bölümü'nde 2003 yılından itibaren Araştırma Görevlisi olarak görev yapmaktadır. Evli ve bir kız çocuğu annesidir.