T.C.
YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YATAY MİKROKANATLI BORULARDA KAYNAMA ISI TAŞINIM KATSAYISININ VE BASINÇ DÜŞÜMÜNÜN ARAŞTIRILMASI

ALİ CELEN

DOKTORA TEZİ
MAKİNE MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI
ISI PROSES PROGRAMI

DANIŞMAN
DOÇ. DR. AHMET SELİM DALKILIÇ

İSTANBUL, 2018

T.C.

YILDIZ TEKNİK ÜNİVERSİTESİ

FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

YATAY MİKROKANATLI BORULARDA KAYNAMA ISI TAŞINIM KATSAYISININ VE BASINÇ DÜŞÜMÜNÜN ARAŞTIRILMASI

Ali CELEN tarafından hazırlanan tez çalışması 19.06.2018 tarihinde aşağıdaki jüri tarafından Yıldız Teknik Üniversitesi Fen Bilimleri Enstitüsü Makine Mühendisliği Anabilim Dalı'nda **DOKTORA TEZİ** olarak kabul edilmiştir.

Tez Danışmanı

Doç. Dr. Ahmet Selim DALKILIÇ
Yıldız Teknik Üniversitesi

Jüri Üyeleri

Doç. Dr. Ahmet Selim DALKILIÇ
Yıldız Teknik Üniversitesi _____

Prof. Dr. Galip TEMİR
Yıldız Teknik Üniversitesi _____

Prof. Dr. Cem PARMAKSIZOĞLU
İstanbul Teknik Üniversitesi _____

Prof. Dr. Zeynep Düriye BİLGE
Yıldız Teknik Üniversitesi _____

Doç. Dr. Ebru MANÇUHAN
Marmara Üniversitesi _____

ÖNSÖZ

Bu doktora tez çalışmasında yatay olarak konumlandırılmış düz ve mikrokanatlı borularda R134a soğutucu akışkanının akış kaynaması sırasında ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümü deneysel olarak incelenmiş olup bu parametrelerin tahmini için korelasyonlar geliştirilmiştir.

Doktora tez çalışma sürem boyunca bilgileri, tecrübeleri, eleştirileri ve önerileri ile bana destek ve yardımcı olan tez danışmanım Sayın Doç. Dr. Ahmet Selim DALKILIÇ'a, tez izleme komitesi üyelerim Sayın Prof. Dr. Galip TEMİR'e ve Sayın Prof. Dr. Cem Parmaksızoğlu'na ve tez jürimde yer alan Sayın Prof. Dr. Zeynep Düriye BİLGE'ye ve Sayın Doç. Dr. Ebru MANÇUHAN'a teşekkürlerimi sunarım.

Çalışmalarım sırasında deney tesisatının tasarımında, kurulumunda ve deneylerin gerçekleştirilmesinde benden yardımlarını esirgemeyen Sayın Alican ÇEBİ'ye ve Sayın Ahmet GÜNEY'e çok teşekkür ederim.

Hayatım boyunca her türlü konuda benden desteğini esirgemeyen anneme, babama ve kardeşime şükranlarımı sunarım.

Çalışmalarım boyunca her zaman bana destek olan eşime ve tezimin en zor dönemlerinde bile varlığıyla beni motive eden canım kızıma çok teşekkür ederim.

Haziran, 2018

Ali CELEN

İÇİNDEKİLER

Sayfa

SİMGE LİSTESİ viii

KISALTMA LİSTESİ xi

ŞEKİL LİSTESİ xii

ÇİZELGE LİSTESİ xv

ÖZET xvii

ABSTRACT xix

BÖLÜM 1

GİRİŞ 1

1.1 Literatür Özeti 18
1.2 Tezin Amacı 35
1.3 Hipotez 35

BÖLÜM 2

İKİ FAZLI AKIŞLARIN TEMELLERİ 36

2.1 İki Fazlı Akışlar İçin Temel Denklemler 36
2.2 Korelasyon Geliştirme 41
2.2.1 Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu Geliştirme 42
2.2.2 Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonu Geliştirme 43

BÖLÜM 3

DENEYSEL ÇALIŞMALAR 44

3.1 Deney Düzeneği 44
3.2 Deneylerde Kullanılan Ölçü Aletleri ve Ekipmanları 46
3.2.1 Yüzey Isıl Çiftleri 46
3.2.2 Pt100 47
3.2.3 Basınç Transmitteri 47
3.2.4 Fark Basınç Transmitteri 47
3.2.5 Rotametre 47

3.2.6 Güç Kaynağı 47
3.2.7 R134a Pompası 47
3.2.8 Sıcak Su Banyosu 47
3.2.9 Soğuk Su Banyosu 48
3.2.10 Yoğuşturucu 48
3.2.11 Sıvı Tankı 48
3.2.12 Veri Toplama Cihazı 48
3.2.13 Rezistans 48
3.2.14 Frekans Kontrollü Sürücü 48
3.2.15 Soğutucu Akışkan Vakum Pompası ve Şarj İstasyonu 48
3.3 Deneylerde Kullanılan Boruların Özellikleri 51
3.4 Kalibrasyon Çalışması 53
3.5 Deneylerin Yapılış Yöntemi 54
3.6 Deneysel Veriler İçin Hesaplama Metodu 54

BÖLÜM 4

BULGULAR VE TARTIŞMA 57
4.1 Tek Fazlı Akış Doğrulama Deneyleri 57
4.2 Kaynamalı Isı Transferi Deneyleri 60
4.2.1 Düz Borularda Kaynamada Isı Transferi Deneyleri 60
4.2.1.1 Yüzey ve Akışkan Sıcaklık Farkının Değişimi 61
4.2.1.2 Yerel Isı Taşınım Katsayısının Kuruluk Derecesi İle Değişimi .. 64
4.2.1.3 Kütlesel Akının Kaynama Isı Taşınım Katsayısına Etkisi 65
4.2.1.4 Doyma Sıcaklığının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi 67
4.2.1.5 Isı Akısının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi 70
4.2.1.6 Deneysel Sonuçların Literatürdeki Korelasyonların Sonuçları İle Karşılaştırılması 73
4.2.2 Mikrokanatlı Boruda Kaynamada Isı Transferi Deneyleri 75
4.2.2.1 Yüzey ve Akışkan Sıcaklık Farkının Değişimi 75
4.2.2.2 Yerel Isı Taşınım Katsayısının Boru Boyunca Değişimi 78
4.2.2.3 Kütlesel Akının Kaynama Isı Taşınım Katsayısına Etkisi 79
4.2.2.4 Doyma Sıcaklığının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi 81
4.2.2.5 Isı Akısının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi 85
4.2.2.6 Deneysel Sonuçların Literatürdeki Korelasyonların Sonuçları İle Karşılaştırılması 87
4.3 Kaynamada Basınç Düşümü Deneyleri 89
4.3.1 Düz Borularda Basınç Düşümü 89
4.3.1.1 Kütlesel Akının Toplam Basınç Düşümüne Etkisi 89
4.3.1.2 Kaynamada Sürtünme Basınç Düşümü Sonuçlarının Literatürdeki Korelasyonlar İle Karşılaştırılması 90
4.3.2 Mikrokanatlı Boruda Basınç Düşümü Deneyleri 91
4.3.2.1 Kütlesel Akının Toplam Basınç Düşümüne Etkisi 92
4.3.2.2 Kaynamada Sürtünme Basınç Düşümü Sonuçlarının Literatürdeki Korelasyonlar İle Karşılaştırılması 93
4.4 Akış Rejiminin Haritalarında Gösterilmesi 94
4.4.1 Düz Borularda Akış İçin Akış Haritaları 94
4.5 Düz ve Mikrokanatlı Borularda Isı Taşınım Katsayısının Karşılaştırılması 94
4.6 Düz ve Mikrokanatlı Borularda Basınç Düşümünün Karşılaştırılması 97

4.7 Termal/Hidrolik Performans Değerlendirme 99
4.8 Maliyet Karşılaştırması 102
4.9 Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu Geliştirilmesi 104
4.9.1 Düz Borularda Kaynama Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu 104
4.9.2 Mikrokanatlı Borularda Kaynama Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu 109
4.10 Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonun Geliştirilmesi 113
4.10.1 Düz Borularda Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonu 113
4.10.2 Mikrokanatlı Borularda Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonu 118

BÖLÜM 5

BELİRSİZLİK ANALİZİ 123

5.1 Belirsizlik Analizi Yöntemi 124
5.2 Isı Taşınım Katsayısı İçin Belirsizlik Analizi 124
5.3 Kütlesel Akı İçin Belirsizlik Analizi 125
5.4 Test Bölgesi Girişindeki Kuruluk Derecesi İçin Belirsizlik Analizi 126
5.5 Basınç Düşümü İçin Belirsizlik Analizi 127

BÖLÜM 6

SONUÇ VE ÖNERİLER 129

6.1 Sonuçlar 129
6.2 Öneriler 132

KAYNAKLAR 133

EK-A

KALİBRASYON GRAFİKLERİ 140

ÖZGEÇMİŞ 146

SİMGE LİSTESİ

a	İvme (m/s^2)
A	Yüzey alanı (m^2)
b	Kanat tabanları arası mesafe (mm)
c	Kanat uçları arası mesafe (mm)
d	Kanat tabanı uzunluğu (mm)
Bo	Kaynama sayısı (-)
C_{YD}	Yıllık değer maliyeti (₺)
c	Kanat uçları arası mesafe (mm)
Co	Taşınım sayısı (-)
c_p	Özgül ısınma ısısı (J/kgK)
Ç	Çevre (m)
d	Kanat tabanı uzunluğu (mm)
D_b	Kabracık ayrılma çapı (m)
D	Boru iç çapı (m)
D_o	Boru dış çapı (m)
D_h	Hidrolik çap (m)
e	Kanat yüksekliği (mm)
f	Sürtünme katsayısı (-)
Fr	Froude sayısı (-)
Ft	Froude hızı (-)
g	Yer çekimi ivmesi (m/s^2)
G	Kütlesel akı (kg/m^2s)
h	Isı taşınım katsayısı (W/m^2K)
h_{fg}	Buharlaşma gizli ısısı (kJ/kg)
I	Akım (A)
I	Faiz oranı (-)
k	Isıl iletkenlik (W/mK)
L	Uzunluk, (m)
M	Molekül kütlesi (kg/kmol)
$\dot{m}$	Kütlesel debi (kg/s)
n	Etki değeri (-)
n_f	Kanat sayısı (-)
Nu	Nusselt sayısı (-)
P	Basınç (Pa)
Pr	Prandtl sayısı (-)

q"	Isı akısı (kW/m^2)
Re	Reynolds sayısı (-)
S_p	İki kanat tepesi arasındaki yüzeysel mesafe (mm)
T	Sıcaklık (°C)
$T_{R134,g}$	R134a giriş sıcaklığı (°C)
$T_{R134,ç}$	R134a çıkış sıcaklığı (°C)
$T_{su,g}$	Su giriş sıcaklığı (°C)
$T_{su4,ç}$	Su çıkış sıcaklığı (°C)
t	Boru et kalınlığı (mm)
U	Yüzeysel hız (m/s)
$\dot{Q}$	Isı geçiş miktarı (W)
x	Kuruluk derecesi (-)
$x_{g,TB}$	Test bölgesi girişinde kuruluk derecesi (-)
$x_{ç,Buh}$	Buharlaştırıcı çıkışında kuruluk derecesi (-)
V	Akışkan hızı (m/s)
w	Kanat ucu uzunluğu (mm)
We	Weber sayısı (-)
X_{tt}	Lockhartt–Martinelli parametresi (-)
z	Boru girişinden uzaklık (m)
β	Helis ançısı (^{o})
θ	Kanat açısı (^{o})
ϕ^2	İki fazlı akış çarpanı (-)
ρ	Yoğunluk (kg/m^3)
μ	Dinamik vizkosite (kg/ms)
η	İyileştirme faktörü (-)
σ	Yüzey gerilmesi (N/m)
δ	Sıvı filmi kalınlığı (m)
τ	Kayma gerilmesi (N/m^2)
ε	Boşluk oranı (-)
ΔP	Basınç kaybı (Pa)
ort	Ortalama
b	Kabarcık
c	Kritik şart
cb	Konvektif kaynama
d	Çiğ noktası
DB	Dittus Boelter
f	Sürtünme kaynaklı
g	Gaz
gk	Güç kaynağı
go	Sadece gaz
i	İç
l	Sıvı
lo	Sadece sıvı
m	Momentum
n	Ekonomik ömür
nb	Çekirdekli kaynama
ONB	Çekirdekli kaynama başlangıcı
P	Petukhov
pb	Havuz kaynama

r	İndirgenmiş
ref	Referans
o	Çıkış
s	Yüzey
sp	Tek fazlı
st	Statik
t	Toplam
tp	İki fazlı
v	Buhar
vo	Sadece buhar
w	Duvar
TC	Isıl çift
y	Yüzey
z	Z ekseni

KISALTMA LİSTESİ

EES	Mühendislik Denklem Çözücüsü
KD	Katmanlı Dalgalı
ONB	Çekirdekli Kaynama Başlangıcı
SEM	Taramalı Elektron Mikroskobu

ŞEKİL LİSTESİ

Sayfa

Şekil 1.1 Homojen olarak ısıtılmış yatay boruda akış ve ısı transferi rejimleri [2].. 2
Şekil 1.2 Boru içi akışta bir diferansiyel bir parçacığa etkiyen kuvvetler 4
Şekil 1.3 Düzeltilmiş Baker akış haritası [41] 15
Şekil 1.4 Mandhane vd. akış haritası [2] 15
Şekil 1.5 Hewitt ve Robertson akış haritası [43] 15
Şekil 1.6 Wojtan vd. akış haritası [44] 16
Şekil 1.7 Rollman ve Spindler akış haritasındaki helis akış [45] 17
Şekil 1.8 Rollman ve Spindler akış haritası [45] 17
Şekil 3.1 Deney tesisatının şematik gösterimi..... 45
Şekil 3.2 Deney tesisatının görünümü 45
Şekil 3.3 Test bölgesinin şematik gösterimi 46
Şekil 3.4 Test bölgesini gerçek resmi 46
Şekil 3.5 Isıl çift 49
Şekil 3.6 Pt100 49
Şekil 3.7 Basınç transmitteri 49
Şekil 3.8 Rotametreler 50
Şekil 3.9 Güç kaynağı 50
Şekil 3.10 Sıvı tankı 50
Şekil 3.11 Gözetleme camı 51
Şekil 3.12 Soğutucu akışkan vakum pompası ve şarj istasyonu 51
Şekil 3.13 Mikrokanatlı borunun izometik görüntüsü 52
Şekil 3.14 Mikrokanatlı boruya ait SEM görüntüsü 52
Şekil 3.15 Mikrokanatlı boruya ait şematik detay resmi 53
Şekil 4.1 Tek fazlı akışta ısı taşınım katsayısının Reynolds sayısı ile değişimi 58
Şekil 4.2 Tek fazlı akışta R134a çıkış ve boru yüzey sıcaklıklarının kütlesel debi ile değişimi 59
Şekil 4.3 Deneysel ve hesaplanan ısı taşınım katsayılarının karşılaştırılması 60
Şekil 4.4 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=15^{o}C) 62
Şekil 4.5 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=22^{o}C) 63
Şekil 4.6 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=15^{o}C) 64
Şekil 4.7 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=22^{o}C) 65

Şekil 4.8 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=15ºC) 66
Şekil 4.9 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=22ºC) 67
Şekil 4.10 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=10 kW/m^2) 68
Şekil 4.11 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=15 kW/m^2) 69
Şekil 4.12 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=15ºC)..... 71
Şekil 4.13 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=22ºC)..... 72
Şekil 4.14 Isı taşınım katsayısına ait deneysel sonuçların literatürdeki korelasyonların sonuçları ile karşılaştırılması..... 73
Şekil 4.15 Deneysel ısı taşınım katsayısına ait hata oranları 74
Şekil 4.16 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının değişimi (T=15°C)..... 76
Şekil 4.17 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının değişimi (T=22°C)..... 77
Şekil 4.18 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=15ºC) 78
Şekil 4.19 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=22ºC) 79
Şekil 4.20 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=15ºC) 80
Şekil 4.21 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=22ºC) 81
Şekil 4. 22 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi..... 82
Şekil 4.23 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=10 kW/m^2) 83
Şekil 4.24 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=15 kW/m^2) 84
Şekil 4.25 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=15ºC)..... 85
Şekil 4.26 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=22ºC)..... 86
Şekil 4.27 Isı taşınım katsayısına ait deneysel sonuçların literatürdeki korelasyonların sonuçları ile karşılaştırılması..... 87
Şekil 4.28 Deneysel ısı taşınım katsayısına ait hata oranları 88
Şekil 4.29 Kaynama toplam basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi (T=15ºC) 89
Şekil 4.30 Kaynama basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi (T=22ºC)... 90
Şekil 4.31 Sürtünme basınç düşümü sonuçlarının literatürdeki korelasyonlar ile karşılaştırılması 91
Şekil 4.32 Kaynama basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi (T=15ºC)... 92
Şekil 4.33 Mikrokanatlı boruda kütlesel akının toplam basınç düşümüne etkisi (T=22ºC)..... 92
Şekil 4.34 Kaynama sürtünme basınç düşümü sonuçlarının literatürdeki korelasyonlar ile karşılaştırılması 93
Şekil 4.35 Düz boru deneylerindeki akış tiplerinin akış haritaları üzerinde gösterimi 94
Şekil 4.36 Isı taşınım katsayılarının karşılaştırılması (T=15ºC)..... 95
Şekil 4.37 Isı taşınım katsayılarının karşılaştırılması (T=22ºC)..... 96
Şekil 4.38 Basınç düşümlerinin karşılaştırılması (T=15ºC) 97
Şekil 4.39 Basınç düşümlerinin karşılaştırılması (T=22ºC) 98
Şekil 4.40 Isı taşınım katsayısı oranının kütlesel akı ile değişimi..... 100
Şekil 4.41 Basınç düşümü oranının kütlesel akı ile değişimi..... 100
Şekil 4.42 İyileştirme faktörünün kütlesel akı ile değişimi..... 100
Şekil 4.43 Birim basınç düşümü başına ısı transferi katsayısının değişimi 101
Şekil 4.44 Buharlaşan akışkan miktarındaki değişim 102
Şekil 4.45 Gerekli boru boyundaki değişim..... 102
Şekil 4.46 Yıllık eşdeğer maliyetlerin karşılaştırılması 104
Şekil 4.47 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması 108

Şekil 4.48 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması 112
Şekil 4.49 Korelasyon 1 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 115
Şekil 4.50 Korelasyon 2 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 115
Şekil 4.51 Korelasyon 3 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 115
Şekil 4.52 Korelasyon 4 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 116
Şekil 4.53 Korelasyon 5 için çarpanın (1-x)/x ile değişimi..... 116
Şekil 4.54 Korelasyon 6 için çarpanın kurluk derecesi ile değişimi 116
Şekil 4.55 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyonların deneysel sonuçlarla karşılaştırılması..... 117
Şekil 4.56 Korelasyon 1 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 119
Şekil 4.57 Korelasyon 2 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 119
Şekil 4.58 Korelasyon 3 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 119
Şekil 4.59 Korelasyon 4 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi 120
Şekil 4.60 Korelasyon 5 için çarpanın (1-x)/x ile değişimi..... 120
Şekil 4.61 Korelasyon 6 için çarpanın kuruluk derecesi ile değişimi 120
Şekil 4.62 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyonların deneysel sonuçlarla karşılaştırılması..... 121

ÇİZELGE LİSTESİ

Sayfa

Çizelge 1.1 Kayma oranı temelli boşluk oranı korelasyonları 7
Çizelge 1.1 Kayma oranı temelli boşluk oranı korelasyonları (Devamı) 8
Çizelge 1.2 Lockhart- Martinelli parametreli boşuk oranı korelasyonları..... 9
Çizelge 1.3 $K\varepsilon_H$ parametreli boşluk oranı korelasyonları 9
Çizelge 1.4 Sürüklenme akısı temelli boşluk oranı korelasyonları 9
Çizelge 1.5 Genel tip boşluk oranı korelasyonları..... 10
Çizelge 1.6 Mikrokanatlı borularda kullanılan boşluk oranı korelasyonları 10
Çizelge 1.6 Mikrokanatlı borularda kullanılan boşluk oranı korelasyonları (Devamı)……..11
Çizelge 1.6 Mikrokanatlı borularda kullanılan boşluk oranı korelasyonları (Devamı)…….. 12
Çizelge 1.7 Yatay bir boruda iki fazlı akış rejimleri..... 13
Çizelge 1.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ile ilgili çalışmalar..... 23
Çizelge 1.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ile ilgili çalışmalar (Devamı)…….. 24
Çizelge 1.9 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar 25
Çizelge 1.9 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)……..26
Çizelge 1.9 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)……...27
Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar……..27
Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)..... 28
Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)..... 28
Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)..... 30
Çizelge 1.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar 31
Çizelge 1.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)……..... 32
Çizelge 1.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)……..…….33
Çizelge 1.12 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar 33

Çizelge 1.12 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)..... 33
Çizelge 3.1 Deneylerde kullanılan boruya ait geometrik büyüklükler……53
Çizelge 4.1 Düz boru için deneysel çalışma şartları……62
Çizelge 4.2 R134a için fiziksel özelliklerin doyma sıcaklığı ile değişimi……..73
Çizelge 4.3 Mikrokanatlı boru için deneysel çalışma şartları…….……78
Çizelge 4.4 Maliyet hesabı için kabuller……...111
Çizelge 4.5 Yıllık eşdeğer maliyetlerin karşılaştırılması……...112
Çizelge 4.6 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar...……...113
Çizelge 4.6 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar (Devamı)…….....……...…….114
Çizelge 4.7 Düz boru için geliştirilen ısı taşınım katsayısı korelasyonlarının karşılaştırılması……..115
Çizelge 4.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar……..117
Çizelge 4.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar (Devamı)……...……...……...118
Çizelge 4.9 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyon ile mevcut korelasyonların karşılaştırılması……119
Çizelge 4.10 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen çarpan korelasyonları…….121
Çizelge 4.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanı ile mevcut korelasyonların karşılaştırılması……...122
Çizelge 4.12 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanları.……....127
Çizelge 4.13 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanı ile mevcut korelasyonların karşılaştırılması…….....132

ÖZET

YATAY MİKROKANATLI BORULARDA KAYNAMA ISI TAŞINIM KATSAYISININ VE BASINÇ DÜŞÜMÜNÜN ARAŞTIRILMASI

Ali CELEN

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

DoktoraTezi

Tez Danışmanı: Doç. Dr. Ahmet Selim DALKILIÇ

Tek fazlı akıştaki ısı transferine kıyasla daha yüksek ısı transfer katsayılarına sahip oldukları için iki fazlı akışlar ısı değiştiricisi tasarımında tercih edilen akış tipi olmuşlardır. Buna ek olarak, akışkanların aktığı yüzeylerin alanlarının arttırılması ise pasif ısı transferi iyileştirme yöntemleri arasında en çok uygulanan yöntemlerden biridir. Artan yüzey alanı ile birlikte ısı transfer katsayısı ve basınç düşümü de artmaktadır. Bu çalışmada, kaynamalı akış şartlarında mikrokanatlı boru kullanımıyla meydana gelen ısı transferi ve basınç düşümündeki artış deneysel olarak incelenmiş olup, ısı taşınım katsayısının ve sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için korelasyonlar geliştirilmiştir.

Altı ana bölümden oluşan tezde ilk bölümde daha önceki araştırmacılar tarafından konu ile ilgili yapılan çalışmalara ve sonuçlarına yer verilmiştir.

İki fazlı akışlarda kullanılan temel ifadelere, boyutsuz sayılara ve korelasyon geliştirme yöntemine ikinci bölümde yer verilmiştir. Bunlara ek olarak, korelasyon geliştirmek için kullanılan regresyon analizi yöntemi anlatılmış olup bu yöntemde kullanılacak parametreler tanımlanmıştır.

Deneysel düzeneğinini tasarımı, kullanılan ekipmanlar, deneylerin yapılış yöntemi, deneysel veriler için hesaplama yöntemi ve mikrokanatlı boruya ait geometrik özellikler üçüncü bölümde verilmitştir.

Sıvı R134a ile yapılan doğrulama, kaynama ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümü deneylerine dördüncü bölümde verilmiştir. Kütlesel akının (190-381 kg/m^2s^1), kuruluk

derecesinin (0.21-0.77), doyma sıcaklığının (15-22^{o}C) ve ısı akısının (10-15 kW/m^{2}) kaynama ısı taşınım katsayısına ve toplam basınç düşümüne etkisi verilmiş olup, aynı şartlarda düz ve mikrokanatlı boru için yapılan deneyler karşılaştırılmıştır. Deneyler sonucunda ısı taşınım katsayısında 1.9 kata kadar artış sağlanırken basınç düşümünde ise 2.3 kata kadar artış gözlemlenmiştir. Performans değerlendirme kriteri olarak ısı taşınım katsayısı oranı, basınç düşümü oranı, birim basınç düşümü için ısı taşınım katsayısı ve iyileştirme faktörü birer performans parametresi olarak göz önüne alınmıştır. Bunlara ek olarak, bir buharlaştırıcıda düz ve mikrokanatlı boru kullanımının maliyeti hesaplanmış ve yıllık değer metodu kullanılarak değerlendirilmiştir. Deneysel sonuçlar kullanılarak düz ve mikrokanatlı borularda kaynamalı akış şartlarında kullanılmak üzere ısı taşınım katsayısı ve sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için farklı tipte korelasyonlar geliştirilmiştir.

Deneysel olarak elde değerlere ait değerlere ait belirsizlik analizi yapılmış ve beşinci bölümde verilmiştir.

Doktora tezine ait sonuçlar ve öneriler altıncı bölümde verilmiştir.

Anahtar Kelimeler: Akış kaynaması, mikrokanatlı boru, ısı transferi iyileştirme

ABSTRACT

INVESTIGATION OF BOILING HEAT TRANSFER COEFFICIENT AND PRESSURE DROP IN HORIZONTAL MICROFIN TUBES

Ali CELEN

Department of Mechanical Engineering

Ph.D. Thesis

Adviser: Assoc. Prof. Dr. Ahmet Selim DALKILIÇ

Two phase flows have been prefered flow type in heat exchanger design because of their higher heat transfer coefficient compared to single phase flow. In addition, increment surface area of flow is one of the most applied techniques among the passive heat transfer enhancement techniques. The heat transfer coeficient and pressure drop increases with the increment of surface area. In this study, the increment in heat transfer coefficient and pressure drop with the usage of microfin tube was experimentally investigated for flow boiling conditions and correlations were developed in order to determine convective heat transfer coefficient and frictional pressure drop.

The thesis consists of six main chapters and the studies and results performed by previous researchers was presented in the first chapter.

The fundamental expressions, dimensionless numbers and correlation development method were mentioned in the second chapter. Moreover, regression analysis methods is presented and the parameters which is used in this analysis were identified.

Experimental setup design, measurement equipments, experimental procedure, calculation method for experimental data and geometrical specifications belonging to microfin tube were given in the third chapter.

Validation experiments carried out with liquid R134a, flow boiling heat transfer and pressure drop experiments were given in the fourth chapter. The effect of mass flux (190-381 kg/m^2s^1), vapor quality (0.21-0.77), saturation temperature (15-22^oC) and

heat flux (10-15 kW/m^2) on boiling heat transfer coefficient and pressure drop is presented and the results of smooth and microfin tubes compared for the same experimental conditions. The experiments revealed that heat transfer coefficient is increased up 1.9 times and pressure drop is increased up to 2.3 times. Heat transfer coefficient ratio, pressure drop ratio, heat transfer coefficient per pressure drop and enhancement factor are considered as performans evaluation criteria. Moreover, the cost of smooth and microfin tubes usage in an evaporator was determined and evaluated by using annual cost method. Different type of heat transfer coefficient and frictional pressure drop correlations are developed for flow boiling conditions by using experimental results in this chapter.

Uncertainity analysis was performed for experimental parameters and they are given in the fifth chapter.

The conclusion and recommendations are given in the sixth chapter.

Keywords: Flow boiling, microfin tube, heat transfer enhancement

BÖLÜM 1

GİRİŞ

Soğutma çevrimlerinin temel elemanlarından olan buharlaştırıcılar ve yoğuşturucular soğutucu akışkanların iki fazlı akışta ısı transferinin en çok gözlemlendiği elemanlar olarak öne çıkmaktadırlar. Bu elemanlarda yapılabilecek iyileştirmeler yatırım ve işletme maliyetlerinin azaltılması ve boyutların küçültülmesi anlamında önem arz etmektedirler. Bu tip ısı değiştiriciler göz önüne alındığında ise ısı transfer iyileştirmesi anlamında en çok yapılan değişiklik ısı transfer yüzey alanın arttırılmasıdır. Buharlaştırıcı ve yoğuşturucularda bu artışın sağlanması adına genellikle boru içine ve dışına farklı şekillerde geometrik değişiklikler yapılır. Boru içindeki değişim yüzeye düz ve helisel kanatlar eklenmesi olurken boru dışında ise düz, dalgalı, panjur vb. tip kanatlar kullanılarak yapılmaktadır. Isı transfer yüzey alanındaki artış sadece ısı transfer katsayısında artışla sonuçlanmamakta bunun yanında basınç düşümünde de artış meydana gelmektedir. Boru içi akışta ısı taşınım katsayısını arttırmaya yönelik yapılan çalışmalardan biri de düz boruya kıyasla daha yüksek yüzey alanına sahip mikrokanatlı borunun kullanılmasıdır.

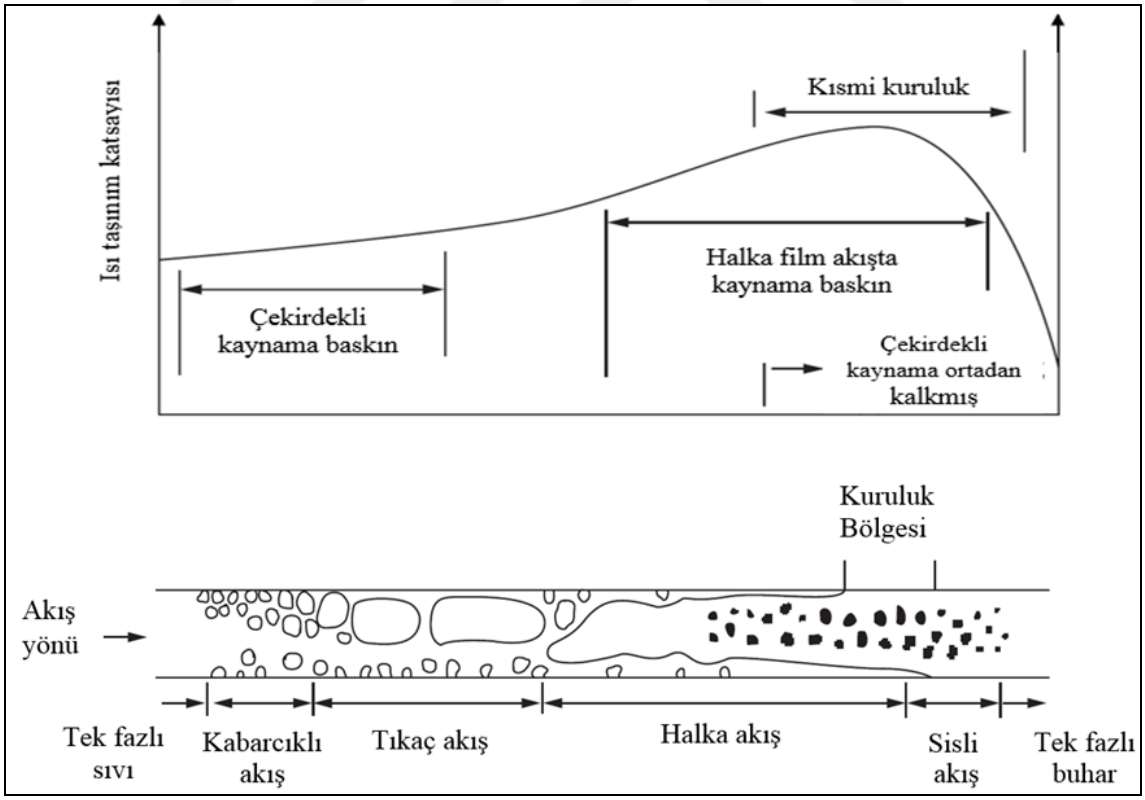
Mikrokanatlı boruların kaynama ısı transferi uygulamalarında kullanılmasıyla elde edilebilecek iyileşmeler şöyle sıralanabilir [1]:

- Mikrokanatlı borunun geometrik özelliklerine bağlı olarak daha fazla ısı transfer yüzey alanı elde edilir.
- Taşınım ile ısı transferini artar.
- Daha fazla sıvının boru çevresinde kalmasının sağlayarak halka akış rejiminin elde edilmesini kolaylaşır.
- Mikrokanatlar daha fazla çekirdeklenme bölgesi oluşturur.

- Halka sıvı filminde helisel mikrokanatların oluşturduğu girdap etkisi sayesinde yüksek kuruluk derecelerinde görülen kuruluk bölgesi oluşumunu gecikir.
- Girdap etkisi ile sisli ve halka akışta kısmı kuruluk oluşumunda buhar fazının ısı transferini artar.

Kanatlı bir borunun mikrokanatlı ya da kanatlı boru olarak sınıflandırılabilmesi için kanat yüksekliği, kanat sayısı, kanat yüksekliği/iç çap oranı ve helis açısı gibi geometrik özellikler göz önüne alınması gerekmektedir. Bu bağlamda, kanat yüksekliği 0.1-0.4 mm, kanat sayısı 50-70, kanat yüksekliği/iç çap oranı 0.02-0.04 ve helis açısı 10-35° aralığında olan borular mikrokanatlı boru olarak sınıflandırılırken kanat yüksekliği 0.4 mm'den yüksek ve kanat sayısı 30'dan az olan borular ise kanatlı boru olarak sınıflandırılmaktadır.

Kaynamalı boru içi bir akış göz önüne alındığında boru içerisinde akışkan ilerlerken farklı akış rejimleri ve bunun sonucu olarak farklı ısı transferi rejimleri meydana gelir. Homojen olarak ısıtılmış bir yatay boruda akış ve ısı transferi rejimleri şematik olarak Şekil 1.1'de verilmiştir.



Şekil 1.1 Homojen olarak ısıtılmış yatay boruda akış ve ısı transferi rejimleri [2]

Şekil 1.1'de görüldüğü üzere, başlangıçta düşük kuruluk derecelerinde baskın olan çekirdekli kaynama ısı transferi boru boyunca ilerlemenin sonucunda kuruluk derecesi arttıkça yerini konvektif kaynamaya bırakmaktadır. En yüksek ısı taşınım katsayısına halka akış tipinde ulaşılmış olup incelen sıvı filminin ortadan kaybolması sonucu oluşan kuru bölgelerden dolayı ısı taşınım katsayısı düşer. Kuruluk olayı göz önüne alındığında farklı kütlesel akı, kuruluk derecesi ve ısı akılarında boru boyunca ısı taşınım katsayısı farklı trendler göstereceği tahmin edilebilir.

Literatürde ampirik, süperpozisyon ve akış rejimi bazlı korelasyonlar olmak üzere 3 farklı tipte kaynamalı akış ısı taşınım katsayısı korelasyonu bulunmaktadır [3]:

Ampirik tip korelasyonlar, tek fazlı sıvı akıştaki ısı taşınım katsayısının iki fazlı akışta kullanılan boyutsuz sayılarla çarpılması ile elde edilir. Literatürde en çok karşılaşılan korelasyon türü olup, hesaplama yöntemi oldukça kolay olan korelasyonlar ve şu formda ifade edilirler:

$$h = h_{sp}(X_{tt}, Bo, Co, Fr, ...) \tag{1.1}$$

Süperpozisyon tip korelasyonlar, konvektif ve çekirdekli kaynama ısı transferlerinin süperpoze edilmesi ile elde edilir. Etki değeri olarak tanımlanabilecek olan n katsayısının üs olarak kullanıldığı korelasyonlarda diğer değişkenler tek fazlı sıvı akıştaki ısı taşınım katsayısı ve çekirdekli kaynama için kullanılan ısı taşınım katsayısıdır. Bu tip korelasyon şu formda ifade edilir:

$$h = \left((h_{sp})^n + (h_{nb})^n \right)^{1/n} \tag{1.2}$$

Buradaki n katsayısının farklı araştırmacılar tarafından 1, 2 ve 3 olarak kabul edildiği görülmektedir. Eğer bu tip korelasyonlar iç yüzeyi iyileştirilmiş boru gibi geometrilerde kullanılmak istenirse, tek fazlı sıvı akıştaki ısı taşınım katsayısının boyutsuz S katsayısı ile çarpılması ve çekirdekli kaynama ısı taşınım katsayısının boyutsuz E katsayısı ile çarpılması ile hesaplanır ve şu formda bir korelasyon elde edilir:

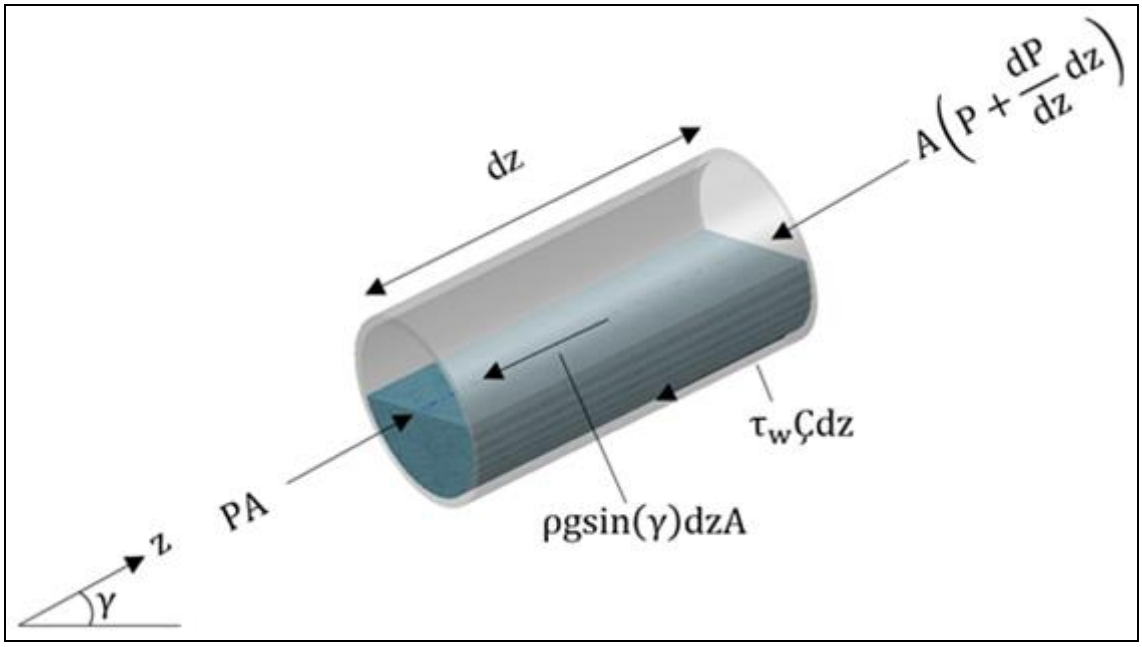
$$h = \left((Sh_{sp})^n + (Eh_{nb})^n \right)^{1/n} \tag{1.3}$$

Akış rejimi bazlı korelasyonlar, akış rejiminin iki fazlı akış ısı transferi ciddi anlamda etkilediği göz önüne alınarak ortaya konmuştur. Farklı akış rejimleri için farklı denklemler elde edilmiş olup diğer korelasyon tipleri ile karşılaştırıldığında hesaplaması biraz daha fazla zaman almaktadır.

Bir akım çizgisi boyunca bir akışkan parçacığına etki eden kuvvetleri Şekil 1.2'de olduğu gibi gösterebiliriz [4]. Basınç, sürtünme ve yer çekimi kuvvetlerinin toplamının momentumdaki değişime eşit olacağı göz önüne alınırsa denklem (1.4) ile ifade edilebilir.

$$\sum F_z = ma_z = m\frac{dV_z}{dt} = \frac{d(mV_z)}{dt} \tag{1.4}$$

Akışkanın basıncı sebebiyle etkiyen net kuvvet-Ağırlık sebebiyle etkiyen kuvvet-Akışkan/Cidar arasındaki kesme kuvveti=Akışkan kütlesi x hız



Şekil 1.2 Boru içi akışta bir diferansiyel bir parçacığa etkiyen kuvvetler

Akışkan parçacığına sol taraftan etkiyen kuvvet: PA

Akışkan parçacığına sağ taraftan etkiyen kuvvet: $\left(P+\frac{dP}{dz}dz\right)A$

Akışkan ve cidar arasındaki kesme kuvveti: $\tau_w Çdz$

Yer çekiminden dolayı etkiyen kuvvet: $\rho gA\sin\gamma dz$

$$PA-\left(P+\frac{dP}{dz}dz\right)A-\tau_w Çdz-\rho gA\sin\gamma dz=\frac{d(\dot{m}V)}{dz}dz \tag{1.5}$$

Denklemin her iki tarafını A ve dz'ye bölersek ifade şu hale gelir:

$$-\frac{dP}{dz}=\frac{1}{A}\frac{d(\dot{m}V)}{dz}+\frac{\tau_w Ç}{A}+\rho g\sin\gamma \tag{1.6}$$

$$\dot{m}V = \dot{m}_l V_l + \dot{m}_g V_g \tag{1.7}$$

V_l ve Vg denklemleri kullanılarak $\dot{m}V$ şu şekilde elde edilir:

$$\dot{m}V = G\left(\frac{x^2}{\varepsilon\rho_g} + \frac{(1-x)^2}{(1-\varepsilon)\rho_l}\right) \tag{1.8}$$

Denklemler yerine yazılırsa;

$$-\frac{dP}{dz} = G^2 \frac{d}{dz}\left(\frac{x^2}{\varepsilon\rho_g} + \frac{(1-x)^2}{(1-\varepsilon)\rho_l}\right) + \frac{\tau_w Ç}{A} + \rho_{tp} g \sin\gamma \tag{1.9}$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{momentum} = G^2 \frac{d}{dz}\left(\frac{x^2}{\varepsilon\rho_g} + \frac{(1-x)^2}{(1-\varepsilon)\rho_l}\right) \tag{1.10}$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{sürtünme} = \frac{\tau_w Ç}{A} \tag{1.11}$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{yerçekimi} = \rho_{tp} g \sin\gamma \tag{1.12}$$

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{toplam} = \left(\frac{dP}{dz}\right)_{momentum} + \left(\frac{dP}{dz}\right)_{sürtünme} + \left(\frac{dP}{dz}\right)_{yerçekimi} \tag{1.13}$$

Sürtünme kaynaklı basınç düşümü genellikle tek fazlı akışta meydana gelen basınç düşümünün bir çarpan (ϕ^2) ile çarpılması ile ifade edilebilir. İki fazlı akışta meydana gelen sürtünme kaynaklı basınç düşümü ise aşağıdaki dört durum için yazılabilir:

- Sıvı ve gaz fazların birlikte boru içinde aktığı durumda sadece sıvı fazın basınç düşümü hesaplanıp bir çarpan ile çarpılması ile elde edilir.

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_l^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,l} \tag{1.14}$$

- Sıvı ve gaz fazların birlikte boru içinde aktığı durumda sadece gaz fazın basınç düşümü hesaplanıp bir çarpan ile çarpılması ile elde edilir.

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_g^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_g \tag{1.15}$$

- Sıvı ve gaz fazların birlikte boru içinde aktığı durumda tüm kesitte sadece sıvı fazın olduğunu kabul edip bir çarpan ile çarpılması ile elde edilir.

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{lo}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,lo} \tag{1.16}$$

•Sıvı ve gaz fazların birlikte boru içinde aktığı durumda tüm kesitte sadece gaz fazın olduğunu kabul edip bir çarpan ile çarpılması ile elde edilir.

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{go}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,go} \tag{1.17}$$

Belirli bir kesitteki gaz fazdaki akışkanın kesit alanının tüm kesit alanına oranı olarak ifade edilen boşluk oranı iki fazlı akışlarda ısı transferi ve basınç düşümü için önemli bir parametredir. Denklem (1.9)'de görüldüğü gibi basınç düşümünün hesaplanmasında da kullanılan boşluk oranı (ε) deneysel olarak ölçülmesi zor bir parametre olup literatürde farklı araştırmacılar tarafından genellikle korelasyonlar ile ifade edilmiştir. Boşluk oranının tahmini için kullanılan korelasyonlar kayma oranlı korelasyonlar, Lockhart-Martinelli parametreli korelasyonlar, $k\varepsilon_H$ parametreli korelasyonlar, sürüklenme akısı (drift flux) korelasyonları ve genel korelasyonlar olarak sınıflandırılabilir [5], [6].

Kayma oranı temelli korelasyonlar, genellikle kuruluk derecesi, yoğunluk, viskozite ve kayma oranlarının fonksiyonu olup bu oranların farklı katsayılar ve üslerle çarpımı ile ifade edilirler. Farklı araştırmacıların geliştirdiği bu tipteki korelasyonlar Çizelge 1.1'de verilmiş olup genel formları ise şu şekildedir:

$$\varepsilon = \left(1 + A\left(\frac{1-x}{x}\right)^B \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^C \left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^D\right)^{-1} \tag{1.18}$$

Lockhart-Martinelli parametreli korelasyonlar, Lockhart-Martinelli (X_{tt}) boyutsuz sayını kullanarak elde edilmiş korelasyonlardır. Farklı araştırmacıların geliştirdiği bu tipteki korelasyonlar Çizelge 1.2'de verilmiş olup genel formları ise şu şekildedir:

$$\varepsilon = f(X_{tt}) \tag{1.19}$$

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.1} \tag{1.20}$$

$K\varepsilon_H$ parametreli korelasyonlar, homojen akış modelinden elde edilen boşluk oranı ifadesinin belirlenen fonksiyon veya sabit bir katsayı ile çarpımıyla ifade edilirler. Farklı araştırmacıların geliştirdiği bu tipteki korelasyonlar Çizelge 1.3'de verilmiş olup genel formları ise şu şekildedir:

$$\varepsilon = A\varepsilon_H \tag{1.21}$$

Sürüklenme akısı korelasyonları, sıvı ve gaz fazlar arasındaki hız farkı ve akıştaki değişkenlikler göz önüne alınarak ifade edilirler. Farklı araştırmacıların geliştirdiği bu tipteki korelasyonlar Çizelge 1.4'de verilmiş olup genel formları ise şu şekildedir:

$$\varepsilon = \frac{U_{sg}}{C_0 U_m - U_{gm}} \tag{1.22}$$

Burada U_{sg}, C_0,U_m ve U_{gm} sırasıyla yüzeysel gaz hızını, dağılım parametresini, karışım hızını (yüzeysel sıvı hızı-yüzeysel gaz hızı) ve sürüklenme hızını (gaz hızı- karışım hızını) ifade etmektedir.

Genel korelasyonlar, yukarıdaki diğer korelasyon tipleri dışında kalan korelasyonlardır. Bu tip korelasyonlar diğer tipteki korelasyonlarla karşılaştırıldığında daha fazla değişken içermekte olup, farklı Reynolds aralığı için farklı korelasyonlar önerildiği çalışma da mevcuttur. Farklı araştırmacılar tarafından geliştirilen bu tipteki korelasyonlar Çizelge 1.5'de verilmiştir.

Çizelge 1.1 Kayma oranı temelli boşluk oranı korelasyonları

Araştırmacı	Korelasyon
Homojen akış modeli	$\varepsilon_H = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)\right)^{-1}$
Zivi [7]	$\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{2/3}\right)^{-1}$
Rigot [8]	$\varepsilon = \left(1+2\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)\right)^{-1}$

Çizelge 1.1 Kayma oranı temelli boşluk oranı korelasyonları (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Fauske [9]	$\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5}\right)^{-1}$
Thom [10]	$\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.89}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.18}\right)^{-1}$
Baroczy [11]	$\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.74}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.65}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.13}\right)^{-1}$
Chisholm [12]	$\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)\left(1-x+\frac{x\rho_l}{\rho_g}\right)^{1/2}\right)^{-1}$
Madsen [13]	$\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)^{1+\log\left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)\left(\log\left(\frac{1-x}{x}\right)\right)^{-1}}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{-0.5}\right)^{-1}$
Spedding ve Spence [14]	$\varepsilon = \left(1+2.22\left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.65}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.65}\right)^{-1}$
Chen correlation [15]	$\varepsilon = \left(1+0.18\left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.6}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.33}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.07}\right)^{-1}$
Turner ve Wallis [16]	$\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.72}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.4}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.08}\right)^{-1}$
Lockhart ve Martinelli [17]	$\varepsilon = \left(1+0.28\left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.64}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.36}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.07}\right)^{-1}$
Hamersma ve Hart correlation [18]	$\varepsilon = \left(1+0.26\left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.67}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.33}\right)^{-1}$

Çizelge 1.2 Lockhart- Martinelli parametreli boşuk oranı korelasyonları

Araştırmacı	Korelasyon
Wallis [19]	$\varepsilon = \left(1 + X_{tt}^{0.8}\right)^{-0.378}$
Domanski ve Didion [20]	$\varepsilon = 0.823 - 0.157 \ln(X_{tt})$
Wilson vd. [21]	$\varepsilon = (1 + a / F_t + bX_{tt})^n \; F_t = \left(\frac{x^3 G^2}{\rho_g{}^2 g d (1-x)} \right)^{0.5}$ $X_{tt}+1/F_t$ <2.00 ise a=1.84, b=3.11, $X_{tt}+1/F_t$ >2.00 ise a=0.5, b=1.2

Çizelge 1.3 $K\varepsilon_H$ parametreli boşluk oranı korelasyonları

Araştırmacı	Korelasyon
Bangkoff [22]	$\varepsilon = \left(0.71 + (0.0145)P\right)\varepsilon_H$
Armand-Massina [23]	$\varepsilon = 0.833\varepsilon_H$
Chisholm ve Armand [24]	$\varepsilon = \left(\varepsilon_H + (1-\varepsilon_H)^{0.5}\right)^{-1} \varepsilon_H$
Czop vd. [25]	$\varepsilon = -0.285 + 1.097\varepsilon_H$

Çizelge 1.4 Sürüklenme akısı temelli boşluk oranı korelasyonları

Araştırmacı	Korelasyon
Nicklin vd. [26]	$\varepsilon = \frac{U_{sg}}{1.2U_m + 0.35\sqrt{gD}}$
Bonnecaze vd. [27]	$\varepsilon = \frac{U_{sg}}{1.2U_m + 0.35\sqrt{gD}\left(1 - \frac{\rho_g}{\rho_l}\right)}$
Maier ve Coddington [28]	$\varepsilon = \frac{U_{sg}}{(0.0026P + 1.006)U_m + \left(6.73/10^7 P^2 - 8.81/10^5 P + 0.00105\right)G + \left(0.00563P^2 + 0.123P + 0.8\right)}$
Mattar ve Gregory [29]	$\varepsilon = \frac{U_{sg}}{1.3U_m + 0.7}$

Çizelge 1.5 Genel tip boşluk oranı korelasyonları

Araştırmacı	Korelasyon
Steiner [30]	$\varepsilon = \frac{x}{\rho_g}\left(\left[1+0.12(1-x)\right]\left[\frac{x}{\rho_g}+\frac{1-x}{\rho_l}\right]+\frac{1.18(1-x)\left[g\sigma(\rho_l-\rho_g)\right]^{0.25}}{G\rho_l^{0.5}}\right)^{-1}$
Chisholm ve Laird [31]	$\varepsilon = 1+\left(0.8/\left(1+\frac{21}{X}+\frac{1}{X^2}\right)\right)^{1.75}$
Huq ve Loth [32]	$\varepsilon = 1-\frac{2(1-x)^2}{1-2x+\left(1+4x(1-x)\left(\frac{\rho_l}{\rho_g}-1\right)\right)^{0.5}}$
Harms vd. [33]	$\varepsilon = \left(1-10.06\,Re_l^{-0.875}(1.74+0.104\,Re_l^{0.5})^2\left(1.376+\frac{7.242}{X^{1.655}}\right)^{-1/2}\right)^2$
Tandon vd. [34]	$50 < Re_l < 1125 \quad \varepsilon = 1-1.928\frac{Re_l^{-0.315}}{F(X)}+0.9293\frac{Re_l^{-0.63}}{F(X)^2}$ $Re_l > 1125 \quad \varepsilon = 1-0.38\frac{Re_l^{-0.088}}{F(X)}+0.0361\frac{Re_l^{-0.176}}{F(X)^2}$

Yukarıdaki çizelgelerde verilen boşluk oranı korelasyonları düz borulardaki akışlar için geliştirilmiş olup literatürde mikrokanatlı borularda akışlar için çok az sayıda korelasyon geliştirilmiştir. Yashar vd. [35], Kopke vd. [36], Wilson vd. [37] ve Kondou vd. [38] tarafından soğutucu akışkanlar kullanılarak geliştirilen korealsyonlar Çizelge 1.6'da verilmiştir.

Çalışmalarda mikrokanatlı borularda akıştaki boşluk oranının düz boruya oranla yaklaşık olarak %5 olduğu ifade edilmiştir. Bu sebeplerdir ki düz borularda kullanılan boşluk oranı korelasyonları kullanılarak elde edilen değerden %5 çıkarılması ile mikrokanatlı borularda boşluk oranının tahmin edilebileceği belirtilmiştir.

Çizelge 1.6 Mikrokanatlı borularda kullanılan boşluk oranı korelasyonları

Araştırmacı	Korelasyon
Yashar vd. [35]	$\varepsilon = (1+Ft^{-1}+X_{tt})^{-0.321}\ Ft = \left(\frac{x^3G^2}{\rho_g^2 gD(1-x)}\right)^{0.5}$

Çizelge 1.6 Mikrokanatlı borularda kullanılan boşluk oranı korelasyonları (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Kopke vd. [36]	Helisel kanatlı borular için $\varepsilon = (-0.124) + (1-0.124)\left(1.045 - \exp\left(\frac{-1-0.342\ln(\mathrm{Ft})-0.0268}{\ln^2(\mathrm{Ft})+0.00597\ln^3(\mathrm{Ft})}\right)\right)$ Eksenel kanatlı borular için $\varepsilon = (-0.0687) + (1-0.0687)\left(1.045 - \exp\left(\frac{-1-0.342\ln(\mathrm{Ft})-0.0268}{\ln^2(\mathrm{Ft})+0.00597\ln^3(\mathrm{Ft})}\right)\right)$
Wilson vd. [37]	Helisel kanatlı borular için (Premoli tipi korelasyon) $\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)\left(1+1.388\,\mathrm{Re}_l^{-0.19}\left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.22}\left(\frac{\beta}{1-\beta}\right)^{1/2}\right)\right)^{-1}$ $\beta = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)\right)^{-1}$ Helisel kanatlı borular için (Froude tipi korelasyon) $\varepsilon = -0.0035\ln^2\left(\frac{\mathrm{Ft}}{\left(\frac{G}{G_{ref}}\right)^{2/3}}\right) + 0.0883\ln\left(\frac{\mathrm{Ft}}{\left(\frac{G}{G_{ref}}\right)^{2/3}}\right) + 6.808$ Eksenel kanatlı borular için (Premoli tipi korelasyon) $\varepsilon = \left(1+\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)\left(1+1.578\,\mathrm{Re}_l^{-0.19}\left(\frac{\rho_l}{\rho_g}\right)^{0.22}\left(\frac{\beta}{1-\beta}\right)^{1/2}\right)\right)^{-1}$ Eksenel kanatlı borular için (Froude tipi korelasyon) $\varepsilon = -0.0105\ln^2\left(\frac{\mathrm{Ft}\left(\frac{D}{D_{ref}}\right)}{\left(\frac{G}{G_{ref}}\right)^{2/3}}\right) + 0.12\ln\left(\frac{\mathrm{Ft}\left(\frac{D}{D_{ref}}\right)}{\left(\frac{G}{G_{ref}}\right)^{2/3}}\right) + 0.6473$ Denklemlerde G_{ref}=300 kg/m^{2}s ve D_{ref}=8 mm alınmıştır.

Çizelge 1.6 Mikrokanatlı borularda kullanılan boşluk oranı korelasyonları (Devamı)

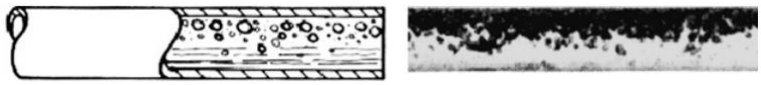
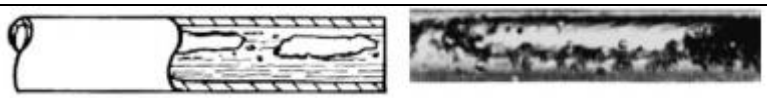
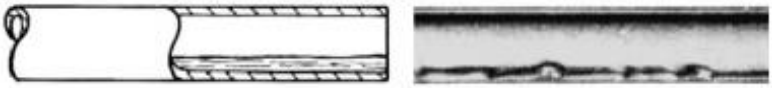
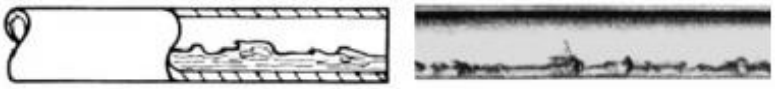
Araştırmacı	Korelasyon
Kondou vd. [38]	$\varepsilon = \left(1 + S_T\left(\frac{1-x}{x}\right)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)\right)^{-1}$ $S_T = S_M + S_F$ $S_T = 0.4 + (1+0.4)\left(\frac{1+0.4\left(\frac{1-x_v}{x_v}\right)}{\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)+0.4\left(\frac{1-x_v}{x_v}\right)}\right)^{1/2}$ $x_v = \frac{x}{x+(1-x)\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)}$ $S_F = 0.31\left(\frac{1-x}{x}\right)^{-0.75}\left(\frac{\rho_g}{\rho l}\right)^{-0.42}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.35}\left(\frac{G_r}{\sqrt{gD_i\rho_g(\rho_l-\rho_g)}}\right)^{-0.78}$

Buna ek olarak, hem düz hem de mikrokanatlı boruda azalan doyma basıncı ile boşluk oranının arttığı ve kütlesel akının boşluk oranına etkisinin düz boruya kıyasla mikrokanatlı boruda daha yüksek olduğunu ifade edilmiştir [39].

İki fazlı ısı transferinin gerçekleştiği uygulamalarda en önemli noktalardan birisi de akış rejimidir. Farklı akış rejimlerinde sıvı ve gaz fazlarının boru kesitinde dağılımı ve hızları farklı olduğundan ısı transferi miktarını doğrudan etkilemektedir. En yüksek ısı transferine halka akış rejiminde gerçekleştiği için ısı transferi uygulamalarında bu akış rejimi tercih edilirken diğer akış rejimlerinden kaçınılır. Bu yüzden iki fazlı akışlarda akış rejiminin bilinmesi önem taşımaktadır.

Yatay borularda görülen akış rejimleri düşey borulardaki akış rejimlerine benzemek ile birlikte yer çekimi sebebiyle sıvının altta gazın üstte kalacak şekilde dağılım gösterdiği asimetrik akış rejimleri gözlemlenmektedir. Bu akış rejimleri şöyle sınıflandırılmaktadır ve Çizelge 1.7'de verilmiştir [40].

Çizelge 1.7 Yatay bir boruda iki fazlı akış rejimleri

Akış rejimi	Şematik/Görselleşmiş Şekli
Kabarcıklı akış	
Tıkaç (Plug) akış	
Katmanlı akış	
Dalgalı akış	
Kurşun (Slug) akış	
Halka akış	

Kabarcıklı akış: Düşük kuruluk derecelerinde görülen bu akış türü sıvı içerisindeki gaz kabarcıkları şeklindeki akıştır.

Tıkaç (Plug) akış: Slug akış tipine benzeyen bu akış rejimi kümelenmiş şekildeki gaz kabarcıklarının borunun üst kısmında doğru taşındığı akış rejimidir.

Katmanlı akış: Sadece düşük sıvı ve gaz hızlarında görülen bu akış rejimi olup iki fazın düzgün bir ara yüzey ile ayrılıp aktığı akış rejimidir.

Dalgalı akış: Gaz hızı arttığında sıvı buhar ara yüzeyinde akış yönünde hareket eden dalgaların oluştuğu akış rejimidir. Gaz hızı sıvı hızından fazla olduğu için gaz fazının toplam basıncı düşer ve bu durum sıvı fazda dalga oluşumuna sebep olur.

Kurşun (Slug) akış: Gaz hızı daha da arttığında oluşan daha büyük dalgalar şeklindeki akış rejimi olup dalganın arka kısmının boru üst yüzeyini üst yüzeyini ıslattığı görülür.

Halka akış: Yüksek gaz hızı borunun ortasında buhar ve boru cidarlarında onu çevreleyen sıvı filmini şeklinde akış oluşmasına sebep olur. Bu sıvı filminin kalınlığı borunun alt kısmında üst kısmına oranla daha kalın şekilde görülebilir.

Sisli akış: Yüksek gaz hızlarında sıvının boru cidarından ayrılarak küçük damlalar şeklinde gaz akışının içinde görüldüğü akış rejimidir.

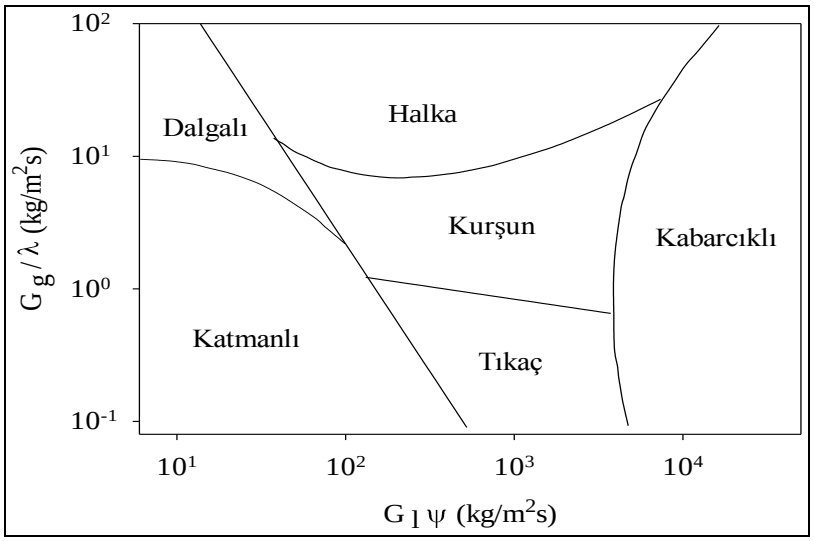
Düz borularda adyabatik akış şartları için akış haritaları farklı araştırmacılar tarafından geliştirilmiş ve yaygın olarak kullanılmış olup bu haritaların adyabatik akış için olmasına rağmen diyabatik akışlarda da kullanıldığı görülmüştür. Oluşturulan akış haritaları iki eksenli grafikler olup eksenlerde genellikle sıvı ve gaz hızları, sıvı ve gaz hızlarının tanımlanmış boyutsuz sayılarla veya yoğunluklarla çarpımı bulunmaktadır. Literatürde en çok kullanılan haritalar şunlardır:

Baker akış haritası [41] sıvı/gaz karışımlarının akışında akış tipini belirlemeye yönelik geliştirilen haritalarından biri olup yatay borularda akışa kullanılmak üzere SI birim sisteminde düzenlenmiştir. Bu akış haritasının düzeltilmiş son hali Düzeltilmiş Baker haritası olarak Şekil 1.3'de verilmiştir. Sıvı ve gaz fazlarına ait kütlesel akıların yanı sıra fazların yoğunluk, viskozite ve yüzey gerilmeleri göz önüne alınarak oluşturulan λ ve ψ boyutsuz sayıları kullanılarak akış haritası üzerinde akış tipi belirlenebilir.

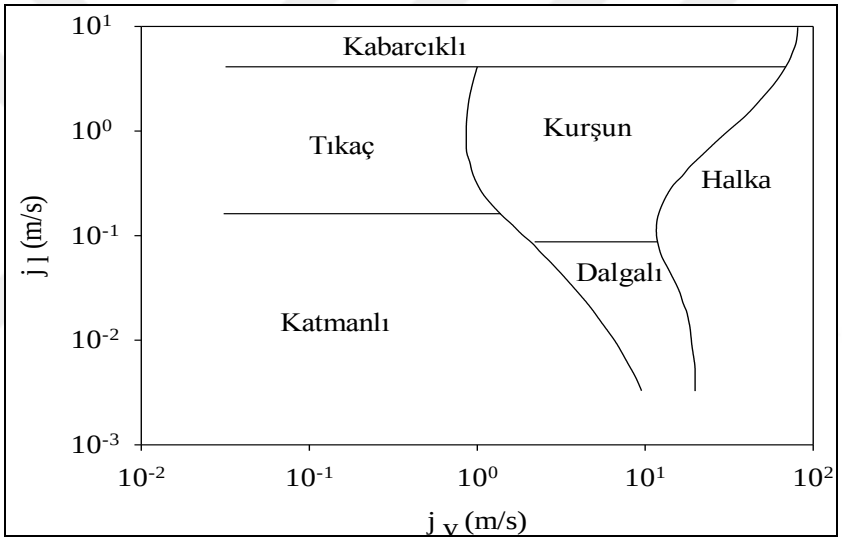
Mandhane vd. [42] tarafından geliştirilen akış haritası su/hava karışımının yatay akışında akış tipine belirlemeye yönelik olup haritanın SI birim sistemindeki hali Şekil 1.4'de verilmiştir. Sıvı ve gaz fazlarına ait yüzeysel hızların hesaplanmasıyla kullanılabilen bu akış haritasının Baker akış haritasına [5] kıyasla daha iyi tahmin edebildiği ifade edilmiştir.

Hewitt ve Robertson [43] tarafından geliştirilen akış haritası su/hava ve su/buhar karışımlarının yatay akışında akış tipine belirlemeye yönelik olup haritanın SI birim sistemindeki hali Şekil 1.5'de verilmiştir. Sıvı ve gaz fazlarına ait yüzeysel hızların ve yoğunlukların kullanılmasıyla akış tipinin belirlendiği bu haritanın düşey akışların yanı sıra yatay akışlarda da kullanıldığı görülmüştür.

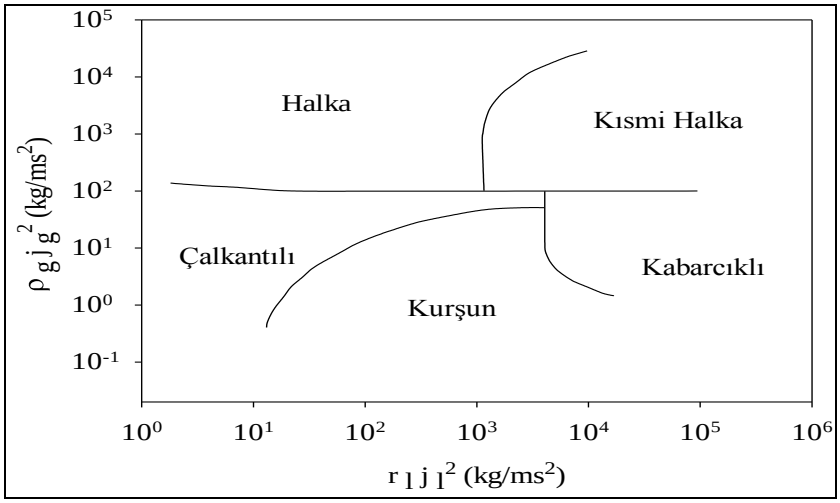
Wojtan vd. [44] geliştirilen akış haritası diğer akış haritalarından farklı olarak soğutucu akışkanlar kullanılarak ve ısı akısı dikkate alınarak geliştirilmiş olup soğutucu akışkanların akış tipinin tahmininde en çok kullanılan akış haritası olmuştur. Bu akış haritasında akış rejimleri katmanlı, katmanlı dalgalı, kurşun/katmanlı dalgalı, kesikli, halka, kuru ve sisli olarak sınıflandırılmış olup, Şekil 1.6'da gösterilmiştir.



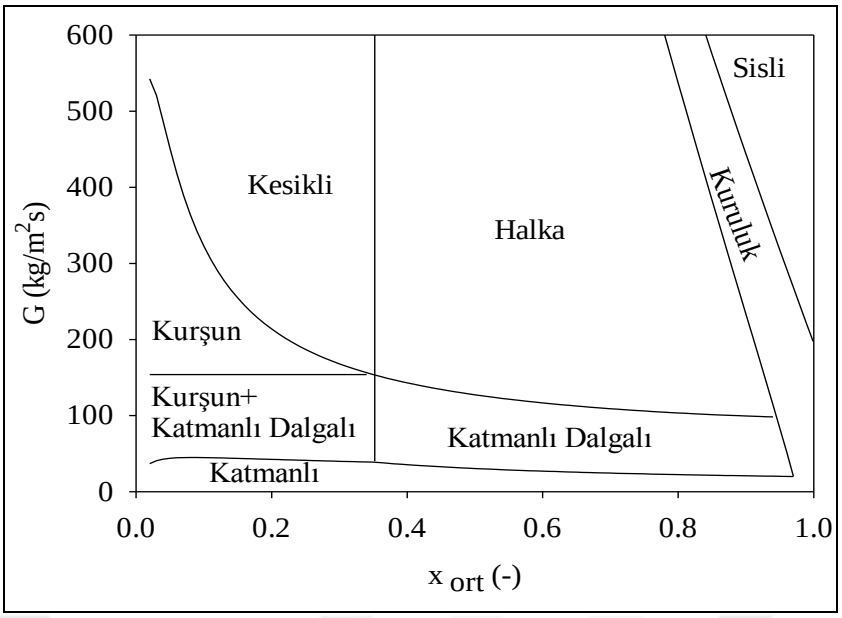
Şekil 1.3 Düzeltilmiş Baker akış haritası [41]



Şekil 1.4 Mandhane vd. akış haritası [2]



Şekil 1.5 Hewitt ve Robertson akış haritası [43]



Şekil 1.6 Wojtan vd. akış haritası [44]

Bu akış haritasını diğer akış haritalarından ayıran en büyük özellik akış rejimleri arasındaki geçiş eğrilerinin denklemlerle ifade edilmiş olmasıdır. Geçiş eğrileri yoğunluk, viskozite gibi fiziksel özelliklerin yanı sıra Weber ve Froude sayılarının fonksiyonudur ve geçiş eğrileri kullanılarak faklı çalışma şartları için akış haritası oluşturulup akış tipleri tahmin edilebilir.

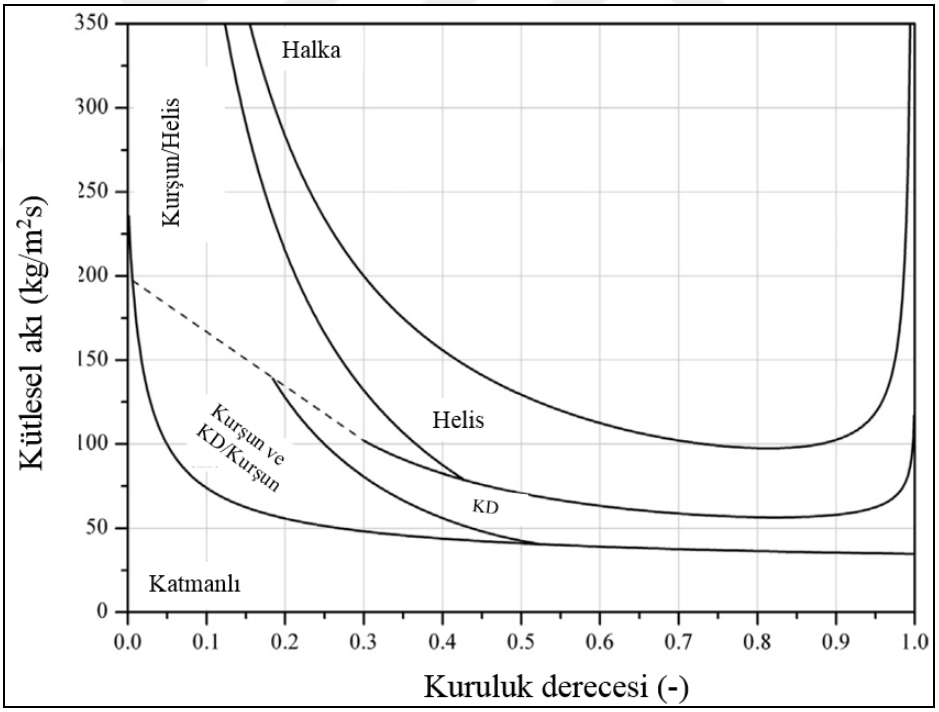
Literatürde düz borulardaki iki fazlı akışlarda akış tiplerinin tahmini için farklı araştırmacıların akış haritaları bulunmasına rağmen mikrokanatlı borulardaki iki fazlı akış için geliştirilen akış haritalarına rastlamak zordur. Mikrokanatlı borularda akışın (özellikle sıvı filmi için) düz borulara kıyasla daha farklı olduğu göz önüne alınırsa düz borulardakinden farklı akış tiplerinin ortaya çıkabileceği tahmin edilebilir. Bu sebeple Rollman ve Spindler [10] tarafından kaynamalı akış şartları için mikrokanatlı borularda kullanılmak üzere akış haritası geliştirilmiştir. Akış görselleme çalışmalarında kurşun/katmanlı dalgalı (KD) ve katmanlı dalgalı akış rejiminden halka akış rejimine geçiş arasında sıvı filminin helisel olarak boru boyunca ilerlediği bir akış tipi gözlemlemişlerdir. Bu akış tipi araştırmacılar tarafında helis akış olarak adlandırılmış ve Şekil 1.7'de verilmiştir.

Geliştirilen haritası akış katmanlı, katmanlı-dalgalı, katmanlı-dalgalı/slug veya slug, slug/helis akış, helis akış ve halka akış olmak üzere 6 bölgeye ayrılmıştır olup akış rejimi geçişleri için denklemler türetilmiştir. İlk kez helis şeklindeki bir akışın ortaya konulması yönüyle bu akış haritası önemli olup, akış haritası Şekil 1.8'de

görülmektedir. Bu akış haritasında da Wojtan vd. [44] olduğu gibi akış rejimleri arasındaki geçiş eğrileri denklemlerle ifade edilmiştir ve geçiş eğrileri kullanılarak faklı çalışma şartları için akış haritası oluşturulup akış tipleri tahmin edilebilir.



Şekil 1.7 Rollman ve Spindler akış haritasındaki helis akış [45]



Şekil 1.8 Rollman ve Spindler akış haritası [45]

1.1 Literatür Özeti

Literatürde düz ve mikrokanatlı borularda soğutucu akışkanların çalışma akışkanı olarak kullanıldığı ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümü ile ilgili deneysel çalışmalar incelenmiş ve şöyle özetlenmiştir:

Chamra vd. [46] farklı geometrik özelliklere sahip mikrokanatlı borularda geometrik özelliklerin buharlaşma ısı transferi üzerine etkisini R22 soğutucu akışkan kullanarak araştırmışlardır. Test edilen borular arasında buharlaşmada en yüksek ısı transfer katsayısına 20º helis açısına sahip boruda ulaşılmıştır. Sonuç olarak, daha fazla kanat sayısına, daha yüksek kanat boyuna ve daha düşük kanat açısında sahip olan mikrokanatlı boruların ısı transferi performansının daha iyi olduğu belirtilmiştir.

Chiou vd. [47] R22 ve R124 soğutucu akışkanlarının mikrokanatlı borularda akış kaynaması şartlarındaki ısı transferini deneysel olarak incelemişlerdir. Yapılan deneyler sonucunda mikrokanatlı boru kullanımıyla düz boruya kıyasla 1.5-3 kat daha fazla ısı transferi gerçekleştiği görülmüştür. Bunun sebebi olarak ise mikrokanatlı borudaki kaviteler gösterilmiştir. Ayrıca tek fazlı taşınım ısı transferi katsayısı kullanılarak kaynama ısı transfer katsayısının tahmini için yeni bir korelasyon geliştirilmiştir. Geliştirilen bu korelasyon deneysel dataları ±%30 hata ile tahmin edebilmektedir.

Han vd. [48] R22'ye alternatif akışkan olarak gösterilen R161'in buharlaşmada ısı transferi karakteristiklerini mikrokanatlı boruda deneysel olarak incelemişlerdir. Kuruluk bölgesine kadar ısı transfer katsayısının arttığı görülmüş olup, mikrokanatlı boruda R22 yerine R161 kullanımıyla %23 daha fazla ısı transfer elde edildiği görülmüştür. Ayrıca basınç düşümü açısından kıyaslandığında da R22'nin 1.65' e kadar daha yüksek basınç düşümüne sahip olduğu gözlemlenmiştir.

Rollmann vd. [49] mikro kanatlı borularda kaynamada ısı transferi, basınç düşümü ve akış rejimini deneysel olarak araştırmışlardır. Akışkan olarak R407c'nin kullanıldığı deneylerde azalan doyma sıcaklığı ile ısı transferinin ve basınç düşümünün arttığı görülmüştür. Akış rejimlerinin ısı transferi üzerine etkisi karşılaştırıldığında, en yüksek ısı transfer katsayısı halka akışta ve en düşük ısı transfer katsayısı ise katmanlı dalgalı akışta görülmüştür. Isı transfer ve basınç düşümüne ait deneysel sonuçlar literatürdeki bazı korelasyonlara karşılaştırılmış olup, sonuçların ±%30 hata aralığında olduğu görülmüştür.

Spindler ve Müller-Steinhagen [50] R134a ve R404a'nın kaynamada ısı transferi ve akış rejimini mikrokanatlı borularda deneysel olarak araştırmışlardır. Düşük kütlesel ve ısı akılarında mikro kanatlı borulardaki akış rejimleri arası geçişleri düz borudakilerle karşılaştırmışlardır. Aynı doyma sıcaklığında, R134a'nın ısı transfer katsayısının R404a'nınkinden 1.5 kat daha fazla olduğu görülmüştür. Düşük kütlesel akılarda kütlesel akının ısı transfer katsayısı üzerinde ciddi anlamda etkisi olduğunu belirtmişlerdir.

Diani vd. [51] R134a'nın yerini alacağı düşünülen soğutucu akışkanlardan biri olan R1234yf ile mikrokanatlı borularda kaynamada ısı transfer katsayısını ve basınç düşümünü araştırmışlardır. Kuruluk bölgesi öncesinde yapılan deneylerde ısı transfer katsayısının artan kütlesel akı, ısı akısı ve azalan doyma sıcaklığı ile arttığını gözlemlemişlerdir. R1234yf ile karşılaştırıldığında özellikle yüksek kuruluk derecelerinde R134a'nın daha yüksek ısı transfer katsayısına ve basınç düşümüne sahip olduğu görülmüştür. Elde edilen deneysel sonuçlar literatürde bulunan korelasyonların sonuçları ile karşılaştırılmıştır.

Diani vd. [52] R134a'nın yerini alacağı düşünülen soğutucu akışkanlardan biri olan R1234ze(E) akışkanı ile mikro kanatlı borularda kaynamada ısı transfer katsayısını ve basınç düşümünü araştırmışlardır. Kuruluk bölgesi öncesinde yapılan deneylerde ısı transfer katsayısının artan kuruluk derecesi arttığı görülmüştür. R1234yf ile karşılaştırıldığında R134a'nın daha yüksek ısı transfer katsayısına ve basınç düşümüne sahip olduğu görülmüştür. Ayrıca, ısı transfer katsayısının ve basınç düşümünün tahmini için korelasyonlar geliştirilmiştir.

Passos vd. [53] düz ve mikrokanatlı borularda R407C soğutucu akışkanının çekirdekli ve konvektif kaynamasını araştırmışlardır. Düz boru yerine mikro kanatlı borunun kullanılmasıyla ısı transfer katsayısında %100'e yakın ısı transferi artışı görülmüştür. Bu artışın sebebi ısı transfer yüzey alanındaki artışın yanı sıra mikro kanat kullanımı ile çekirdeklenme bölgelerindeki sayının artışı olarak açıklanmıştır. Basınç düşümleri karşılaştırıldığında ise mikro kanatlı boruların daha yüksek basınç düşümüne sahip olduğu ve basınç düşümünün artan kuruluk derecesi işle arttığı görülmüştür.

Kondou vd. [54] R32, R1234ze(E) ve R32/R1234ze(E) karışımının mikrokanatlı borularda akış kaynamasını araştırmışlardır. Yapılan deneylerde R32'nin daha yüksek sıvı ısı iletim katsayısına ve buharlaşma gizli ısısına sahip olmasından dolayı,

R1234ze(E)'nin R32'ye kıyasla daha düşük ısı transfer katsayısına sahip olduğu görülmüştür. Isı transferi ve basınç düşümü sonuçlarının literatürdeki korelasyonlarla uyumlu olduğu görülmüş ve mikro kanatlı borularda ısı transferi katsayısının tahmini için korelasyon geliştirilmiştir.

Jabardo ve Filho [55] düz, mikrokanatlı ve örgü tip mikrokanatlı borularda kaynamada ısı transferini R134 soğutucu akışkanı ile çalışmışlardır. Çalışmanın yüksek kütlesel akılarında (G=200-500 kg/m^{2}s) örgü tip mikrokanatlı boru düz ve mikro kanatlı boruya kıyasla daha iyi ısı transferi performansı göstermiştir. Daha iyi ısı transferine karşılık beklenildiği üzere en yüksek basınç düşümünü de örgü tip mikrokanatlı boruda görülmüştür. Test edilen borular için iyileşme faktörleri hesaplanmış olup, artan kütlesel akı ile azaldıkları belirtilmiştir. Kaynamalı akış şartlarında özellikle düşük kütlesel akılarda düz boru yerine iç yüzeyi iyileştirilmiş boruların kullanımını önermişlerdir.

Filho vd. [56] R134a'nın kaynama akış şartlarında halka akış rejimindeki basınç düşümünü deneysel olarak incelemişlerdir. Çalışmada farklı geometrik özelliklere sahip düz ve mikro kanatlı borular kullanılmıştır. Halka akış rejimindeki sürtünme etkilerinin Martinelli tipi denklemle ifade edilebileceği görülmüştür. Kaynamada basınç düşümünün tahmini için Martinelli tipi korelasyon türetilmiş olup, korelasyonun tahmin başarısı literatürdeki denklemlerle karşılaştırılmıştır.

Kim vd. [57] düz ve mikrokanatlı borularda R410a'nın kaynama ısı transfer karakteristiklerini deneysel olarak incelemişlerdir. Isı transfer katsayısı artan kütlesel akı ve ısı akısı ile arttığı gözlemlenmiştir. Düşük ısı akılarında, ısı transfer katsayısını doyma sıcaklığının düşmesi ile arttığı görülmüştür. Yüksek ısı akılarında ise doyma sıcaklığının artışı ile ısı transfer katsayısının arttığı görülmüştür. Düz boru yerine mikro kanatlı boru kullanımıyla %150'ye ulaşan ısı transferi ve %160'e ulaşan basınç düşümü artışı gözlemlemişlerdir. Penaltı faktörü ise 1.15-2.6 aralığında hesaplanmıştır.

Colombo vd. [58] düz ve mikrokanatlı borularda R134a için kaynamada ve yoğuşmada akış rejimi görsellemesi ve ısı transferi karakteristiklerinin belirlenmesi üzerine deneyler yapmışlardır. Düz ve mikrokanatlı borularda akış rejimleri arasında ciddi farklar olduğunu belirlemişlerdir. Mikro kanatlı boruda halka akıştan katmanlı akış rejimine geçişin düşük kuruluk derecelerinde, halka akıştan dalgalı akışa geçişin ise düşük kütlesel akılarda meydana geldiğini gözlemlemişlerdir. Mikro kanatlı borunun kullanımıyla özellikle düşük kütlesel akılarda ısı transferinin arttığını belirlemişlerdir.

Zhang [59] R22 ve R417a'nın akış kaynaması şartlarındaki ısı transfer performansının düz ve mikrokanatlı borularda karşılaştırmışlardır. Mikro kanatlar arasında mesafenin küçülmesi ile boru yüzeyinde çevresel ıslanma ve düzgün sıcaklık dağılımı sağladığı için küçük sahip boruların daha yüksek ısı transferi performansı gösterdiklerini gözlemlemişlerdir. Çalışmada ısı transferi iyileşme faktörü hesaplamış olup, düşük kütlesel akılarda daha yüksek değerlerde olduğunu ifade etmişlerdir. Ayrıca, R22 soğutucu akışkanın R414a'dan daha yüksek iyileşme faktörü değerlerine sahip olduğu görülmüştür.

Yu vd. [60] kaynamada akış rejimi ile ısı transfer katsayısını deneysel olarak araştırmışlardır. Çalışma akışkanı olarak R134a kullanılmış olup, test borusunun alt, üst ve yan yüzeylerindeki yerel ısı transfer katsayıları belirlenmiştir. Düz boruda katmanlı akış şartlarında aynı eksendeki yerel ısı transfer katsayısı dağılımı $h_{üst}>h_{yan}>h_{alt}$ şeklinde iken yarı halka akış şartlarında $h_{alt}>h_{yan}>h_{üst}$ şeklinde gözlemlenmiştir. Mikrokanatlı boruda ise katmanlı akış şartlarında yerel ısı transfer katsayısı $h_{üst}>h_{yan}>h_{alt}$ şeklinde iken halka akış şartlarında $h_{üst}>h_{yan}>h_{alt}$ şeklinde gözlemlenmiştir. Düz boru yerine mikrokanatlı boru kullanımıyla %200'e varan ısı transferi artışı olduğunu belirtmişlerdir.

Seo ve Kim [61] kütlesel akının, buharlaşma sıcaklığının, ısı akısının buharlaşmada ısı taşınım katsayısına etkisini R22 soğutucu akışkanı kullanarak düz ve mikro kanatlı borularda araştırmışlardır. Isı transfer katsayısının artan kütlesel akı ve azalan buharlaşma sıcaklığı ile arttığını belirlemişlerdir. Isı akısının artmasıyla düz boruda ısı transfer katsayısı artarken mikrokanatlı boruda az da olsa düşme gözlemlemişlerdir. Basınç düşümünün kuruluk derecesi ve kütlesel akı ile arttığımı belirlenmiş olup, test edilen borular için iyileştirme faktörünün 3.3'e kadar çıktığı görülmüştür.

Wu vd. [62] düz ve farklı geometrik özelliklere sahip mikro kanatlı borularda R22 ve R410a'nın kaynamada ısı transferini deneysel olarak incelemişlerdir. Çalışmada genellikle katmanlı ve halka akış şartlarında çalışmışlardır. Mikrokanat yüksekliğinin sıvı film kalınlığına yakın olması durumunda daha yüksek ısı transfer performansı elde edilebileceğini gözlemlemişlerdir. Katmanlı ve halka akış şartlarında geçerli olmak üzere ısı transfer katsayısının tahmini için yarı ampirik model geliştirmişlerdir. Basınç düşümü de göz önüne alındığında, R22 kullanılması durumunda 200 kg/m^{2}s kütlesel akıya kadar ve R410a kullanılması durumunda ise 300 kg/m^{2}s kütlesel akıya kadar

kaynama uygulamalarında mikrokanatlı boruların kullanımının uygun olduğunu ifade etmişlerdir.

Kuo ve Wang [63] düz ve mikrokanatlı borularda R22 soğutucu akışkanın ısı transferi ve basınç düşümü karakteristiklerini deneysel olarak incelemişlerdir. Isı transfer katsayısının artan kütlesel akı, buharlaşma sıcaklığı ve ısı akısı ile arttığı gözlemlenmiştir. Düz boru yerine mikrokanatlı boru kullanımı ile 2.2 kata kadar daha yüksek ısı transferi performansı elde edilmiştir. Bunlara ek olarak, borular basınç düşümü açısından da karşılaştırılmış olup, Friedel korelasyonunun iki fazlı sürtünme çarpanı olarak kullanılabileceğini göstermişlerdir.

Wongsangam vd. [64] yüksek kütlesel akış şartlarında kaynamada R134a için düz ve mikrokanatlı borularda ısı transferi ve basınç düşümü karakteristiklerini deneysel olarak incelemişlerdir. Artan kuruluk derecesi ile sıvı filmi kalınlığının azalması sebebiyle ısı transfer katsayısının arttığını gözlemlemişlerdir. Doyma sıcaklığının artışı ile viskozitenin azalması sebebiyle ısı transfer katsayısının arttığını belirtmişlerdir. Mikrokanatlı boru kullanımıyla düz boruya kıyasla ısı transferinde %50-100 ve basınç düşümünde %10-60 artış ortaya çıkmıştır. Isı transferindeki artışın sebebi yüzey alanının artmasının yanı sıra mikrokanatlarla sağlanan türbülans olarak ifade edilmiştir. Ayrıca ısı transferi katsayısının ve basınç düşümünün tahmini için korelasyonlar geliştirilmişlerdir.

Düz ve mikrokanatlı borularda akış kaynamasını ve basınç düşümünün araştırıldığı çalışmalardaki deneysel şartlar (akışkan tipi, doyma sıcaklığı/doyma basıncı, kütlesel akı, ısı akısı, iç çap, dış çap ve uzunluk) Çizelge 1.8'de verilmiştir.

Literatürde düz borularda ısı taşınım katsayısının tahminine yönelik Wongsangam vd. [64], Kattan vd. [65], Gungor ve Winterton [66], Kenning ve Cooper [67] ve Shah [68] tarafında geliştirilen korelasyonlar Çizelge 1.9'da verilmiştir.

Literatürde mikrokanatlı borularda ısı taşınım katsayısının tahminine yönelik Wu vd. [62], Wongsagnam vd. [64], Hamilton vd. [69], Cavallini vd. [70] ve Chamra ve Mago [71] tarafından geliştirilen korelasyonlar Çizelge 1.10'da verilmiştir.

Çizelge 1.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ile ilgili çalışmalar

Araştırmacı	Akışkan	Doyma sıcaklığı (°C)/ Doyma basıncı (kPa)	Kütlesel akı (kg/m^2s)	Isı akısı (kW/m^2)	İç çap (mm)	Dış çap (mm)	Uzunluk (m)
Chamra vd. [46]	R22	2.2°C	72-288	-	15.88	14.88	2.44
Chiou vd. [47]	R22 R124	0.15 (indirgenmiş)	100-400	5-20	8.96	9.52	4.8
Han vd. [48]	R161 R22	(-5)-8°C	100-250	28.15-49.29	6.34	7	2
Rollmann vd. [49]	R407C	(-30)-10°C	25-300	1-20	8.82	9.52	1
Spindler ve Muller-Steinhagen [50]	R134a R404a	(-20)-0°C	25-150	1-15	8.92	9.52	1
Diani vd. [51]	R1234yf	30°C	190-940	10-50	4	3.4	0.3
Diani vd. [52]	R1234ze (E)	30°C	190-940	10-50	4	3.4	0.3
Passos vd. [53]	R-407c	770 kPa	200-300	10 - 20	6.48 11.98	7.0 12.7	1.5
Kondou vd. [54]	R32 R1234ze (E)	10°C	150-400	10-15	5.35	6.04	2.2

Çizelge 1.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ile ilgili çalışmalar (Devam)

Araştırmacı	Akışkan	Doyma sıcaklığı (°C)/ Doyma basıncı (kPa)	Kütlesel akı (kg/m^2s)	Isı akısı (kW/m^2)	İç çap (mm)	Dış çap (mm)	Uzunluk (m)
Jabardo ve Filho [55]	R134a	5°C	100-500	5	8.92	9.52	1.5
Filho vd. [56]	R134a	5°C	70-1100	-	6.40 7.33 8.92	7 7.93 9.52	1.5
Kim vd. [57]	R410a	(-15)-5°C	70-211	5-15	6.36 8.82	7 9.52	3
Colombo vd. [58]	R134a	5°C	100-340	3.2-17.8	8.92 8.62	9.52 9.52	1.3
Zhang [59]	R417a R22	0-5.5°C	176-344	11-32	8.46 8.46	9.50 9.50	2.4 2.4
Yu vd. [60]	R134a	6°C	163-408	2.2-56	12.7	11.1	1.5
Seo ve Kim [61]	R22	(-15)-5°C	70-211	5-15	6.36 8.82	7 9.52	3
Wu vd. [62]	R22 R410a	26°C	100-620	5-31	4.6 4.6 4.54 4.54 4.6	5 5 5 5 5	2
Kuo ve Wang [63]	R22	6-10°C	100-300	6-14	8.92	9.52	1.3
Wongsangam vd. [64]	R134a	10-20°C	400-800	10	8.92	9.52	2.5

Çizelge 1.9 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar

Araştırmacı	Korelasyon
Wongsangam vd. [64]	$h_{TP} = 3.1737 h_{lo} \left(Bo 10^4\right)^{0.4} X_{tt}^{-0.17}$ $h_{lo} = 0.023 \left(\frac{GD_i}{\mu_l}\right)^{0.8} \left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4} \frac{k_l}{D}$ $Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}}$, $X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_v}\right)^{0.1}$
Kattan vd. [65]	$h_{TP} = \left(h_{nb}^3 + h_{cb}^3\right)^{1/3}$ $h_{nb} = 55 P_r^{0.12} \left(-\log_{10} P_r\right)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67}$ $h_{cb} = 0.0133 \left(\frac{G(1-x)D}{\mu_l}\right)^{0.69} \left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4} \frac{k_l}{\delta}$ $\delta = \frac{\pi D(1-\varepsilon)}{2(2\pi - \theta_{kuru})}$ Kesikli ve halka akış rejimi için $\Theta_{kuru}=0$ $\varepsilon = \frac{x}{\rho_v}\left[\left(1+0.12(1-x)\left(\frac{x}{\rho_v}+\frac{1-x}{\rho_l}\right)\right)+\frac{1.18(1-x)\left[g\sigma_l(\rho_l-\rho_v)\right]^{0.25}}{G\rho_l^{0.5}}\right]^{-1}$
Gungor ve Winterton [66]	$h_{TP} = Eh_l + Sh_{nb}$ $h_l = 0.023 \,\mathrm{Re}_l^{0.8} \,\mathrm{Pr}_l^{0.4} \frac{k_l}{D} = 0.023 \left(\frac{G(1-x)D}{\mu_l}\right)^{0.8} \left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4} \frac{k_l}{D}$ $h_{nb} = 55 P_r^{0.12} \left(-\log_{10} P_r\right)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67}$

Çizelge 1.9 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Gungor ve Winterton [66]	$E = 1 + 24000\left(Bo^{1.16}\right) + 1.37\left(\frac{1}{X_{tt}}\right)^{0.86}$ $S = \frac{1}{1 + 0.00000115\left(E^2\right)Re_l^{1.77}}$ $X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9}\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5}\left(\frac{\mu_l}{\mu v}\right)^{0.1}$ Yatay boru ve Fr<0.05 için, -E sayısı E_2 ile çarpılmaldır. - S sayısı S_2 ile çarpılmaldır. $E_2 = Fr^{(0.1-2Fr)}, S_2 = \sqrt{Fr}$
Kenning ve Cooper [67]	$h_{TP} = \left(1 + 1.8X_{tt}^{-0.87}\right)h_l$ $h_l = 0.023 Re_l^{0.8} Pr_l^{0.4}\frac{k_l}{D} = 0.023\left(\frac{G(1-x)D}{\mu_l}\right)^{0.8}\left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4}\frac{k_l}{D}$ $X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9}\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5}\left(\frac{\mu_l}{\mu v}\right)^{0.1}$
Shah [68]	$h_{TP} = \max\left(h_{cb}, h_{nb}\right)$ $h_l = 0.023 Re_l^{0.8} Pr_l^{0.4}\frac{k_l}{D} = 0.023\left(\frac{G(1-x)D}{\mu_l}\right)^{0.8}\left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4}\frac{k_l}{D}$ $Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}}, Fr_l = \frac{G^2}{\rho_l^2 gD}$

Çizelge 1.9 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

<table>
<tr><th>Araştırmacı</th><th>Korelasyon</th></tr>
<tr><td>Shah [68]</td><td>
Yatay borularda Fr>0.04 ise, $N = Co = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.8}\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5}$

Yatay borularda Fr<0.04 ise, $N = 0.38 Fr_l^{-0.3} Co$

Bo>0.0011 ise F_s=14.7,
Bo<0,0011 ise F_s=15.43
<table>
<tr><td>N>1
Bo>0.0003,</td><td>$h_{nb} = 230 Bo^{0.5} h_l$</td><td>$h_{cb} = \frac{h_l(1.8)}{N^{0.8}}$</td></tr>
<tr><td>N>1
Bo<0.0003,</td><td>$h_{nb} = \left(1 + 46 Bo^{0.5}\right) h_l$</td><td>$h_{cb} = \frac{h_l(1.8)}{N^{0.8}}$</td></tr>
<tr><td>1>N>0.1,</td><td>$h_{nb} = \left(F_s Bo^{0.5} \exp(2.74N - 0.1)\right) h_l$</td><td>$h_{cb} = \frac{h_l(1.8)}{N^{0.8}}$</td></tr>
<tr><td>N<0.1,</td><td>$h_{nb} = \left(F_s Bo^{0.5} \exp(2.74N - 0.15)\right) h_l$</td><td>$h_{cb} = \frac{h_l(1.8)}{N^{0.8}}$</td></tr>
</table>
</td></tr>
</table>

Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar

Araştırmacı	Korelasyon
Wu vd. [62]	$h_{TP} = \left(E_{RB} h_{cb,l}\right)^3 + \left(Sh_{pb}\right)^3$ $h_{pb} = (2.8)(207)\left(\frac{k_l}{D_b}\right)\left(\frac{(q - q_{ONB})D_b}{k_l T_{doyma}}\right)^{0.745}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.581} Pr_l^{0.533}$ $q_{ONB} = \frac{2\sigma T_{doyma} h_{cb,l}}{r_c \rho_g h_{fg}}$

Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Wu vd. [62]	$D_b = 0.51\left(\frac{2\sigma}{g(\rho_l-\rho_g)}\right)^{0.5}$ $S = \frac{(1-e^{-\xi})}{\xi}$ $\xi = \frac{1.96}{10^5}\left(\frac{\rho_l c_{p,l}}{\rho_g h_{fg}} T_{doyma}\right)^{1.25}\left(\frac{E_{RB} h_{cb,l} D_b}{k_l}\right)$ $h_{cb,l} = 0.0133\left(\frac{4G(1-x)\delta}{(1-\varepsilon)\mu_l}\right)^{0.69}\left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{-0.4}\left(\frac{k_l}{\delta}\right)$ $\varepsilon = \frac{x}{\rho_g}\left(\left(1+0.12(1-x)\right)\left(\frac{x}{\rho_g}+\frac{1-x}{\rho_l}\right)+\frac{1.18}{G}\left(\frac{g\sigma(\rho_l-\rho_g)}{\rho_l^2}\right)^{0.25}(1-x)\right)$ $E_{RB} = \left(1+\left(2.64\,Re_{RB}^{0.036}\,Pr_l^{-0.024}\left(\frac{e}{D_i}\right)^{0.212}\left(\frac{\theta}{90^o}\right)\right)^7\right)^{1/7}$
Wongsagnam vd. [64]	$h_{TP} = 5.5864 h_{lo}(Bo10^4)^{0.35} X_{tt}^{-0.14}$ $h_{lo} = 0.023\left(\frac{GD_i}{\mu_l}\right)^{0.8}\left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4}\left(\frac{k_l}{D_i}\right)$ $Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}}$ $X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9}\left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5}\left(\frac{\mu_l}{\mu_v}\right)^{0.1}$
Hamilton vd. [69]	$h_{TP} = 482.12\,Re^{0.3}\,Pr^{C_1}\left(\frac{P}{P_c}\right)^{C_2} Bo^{C_3}\left(-\log_{10}\frac{P}{P_c}\right)^{C_4} M_w^{C_5} 1.1^{C_6}\frac{k_l}{D_h}$

Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Hamilton vd. [69]	$D_h = \frac{4A_c \cos\beta}{n_f S}$ $Re = \frac{GD_h}{\mu_l}$ $Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}}$ $C_1 = 0.51$ $C_2 = 5.57x - 5.21x^2$ $C_3 = 0.54 - 1.56x + 1.42x^2$ $C_4 = -0.81 + 12.56x - 11x^2$ $C_5 = 0.25 - 0.035x^2$ $C_6 = \frac{(T_{LV} - T_{MW})\left(279.8(x_v - x_l) - 4298(T_d - T_b)/T_{doyma}\right)}{T_{doyma}}$
Cavallini vd. [70]	$h_{TP} = h_{nb} + h_{cb}$ $h_{nb} = h_{Cooper}(A)X_{tt}^B\left(\frac{D_o}{D_i}\right)^C$ $h_{Cooper} = 55\left(P_r^{0.12}\right)(-\log_{10} P_r)^{-0.55} M^{-0.5} q^{0.67}$ $X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5}\left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.1}$ $X_{tt} \rangle 1 \rightarrow X_{tt} = 1$ $h_{cb} = 0.023\left(\frac{GD_i}{\mu_l}\right)^{0.8}\left(\frac{k_l}{D_i}\right)Pr^{1/3}\,\phi(Rx)^S(BoFr)^T\left(\frac{D_o}{D_i}\right)^V\left(\frac{G_o}{G}\right)^Z$ $Rx = \left(\frac{2e(n_f)(1-\sin(\theta/2))}{\pi D_i \cos(\theta/2)} + 1\right)\frac{1}{\cos\beta}$

Çizelge 1.10 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

<table>
<tr><th>Araştırmacı</th><th>Korelasyon</th></tr>
<tr><td>Cavallini vd. [70]</td><td>
$$\phi = \left((1-x) + 2.63x \left(\frac{\rho_l}{\rho_g} \right)^{0.5} \right)^{0.8}$$
$$Bo = \frac{g\rho_l e \pi D_i}{8\sigma n_f}$$
$$Fr_g = \frac{u_{go}^2}{gD_i}$$
<table>
<tr><th></th><th>A</th><th>B</th><th>C</th><th>S</th><th>T</th><th>V</th><th>Z</th><th>D_o (m)</th><th>G_o (kg m^{-2} s^{-1})</th></tr>
<tr><td>G<500</td><td>1.36</td><td>0.36</td><td>0.38</td><td>2.14</td><td>-0.15</td><td>0.59</td><td>0.36</td><td>0.01</td><td>100</td></tr>
<tr><td>G>500</td><td>1.36</td><td>0.36</td><td>0.38</td><td>2.14</td><td>-0.21</td><td>0.59</td><td>0.36</td><td>0.01</td><td>100</td></tr>
</table>
</td></tr>
<tr><td>Chamra ve Mago [71]</td><td>Cavallini vd. [70] modelindeki sabitleri saf ve karışım akışkanlarında kullnılmak üzere aşağıdaki şekilde düzenlemişlerdir:
<table>
<tr><th>Akışkan</th><th>A</th><th>B</th><th>C</th><th>S</th><th>T</th><th>V</th><th>Z</th></tr>
<tr><td>Saf</td><td>1.5160</td><td>1.1610</td><td>-1.7640</td><td>2.6220</td><td>-0.2158</td><td>0.5927</td><td>0.0582</td></tr>
<tr><td>Karışım</td><td>0.7098</td><td>1.2040</td><td>3.3010</td><td>0.8317</td><td>0.1578</td><td>-1.0780</td><td>0.0582</td></tr>
</table>
</td></tr>
</table>

Literatürde düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahminine yönelik Cavallini vd. [72], Friedel [73], Tran vd. [74], Chen vd. [75] ve Kim ve Mudawar [76] tarafından geliştirilen korelasyonlar Çizelge 1.11'de verilmiştir.

Literatürde mikrokanatlı sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahminine yönelik Wongsangamvd. [64], Rollman ve Spindler [77], Choi vd. [78], Kuo ve Wang [79] ve Goto vd. [80] tarafından geliştirilen korelasyonlar Çizelge 1.12'de verilmiştir.

Çizelge 1.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar

Araştırmacı	Korelasyon
Cavallini vd. [72]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{lo}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,lo}$ $\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,lo} = \frac{2f_{lo}G^2}{D\rho_l}$ $\phi_{lo}^2 = (1-x)^2 + x^2 \frac{\rho_l f_{vo}}{\rho_v f_{lo}} + 1.262 \frac{x^{0.6978}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.3278}\left(\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{-1.181}\left(1-\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{3.477}\rho_v\sigma}{G^2 D}$
Friedel [73]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{friedel}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,l}$ $\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,l} = \frac{4f_l L G^2}{D2\rho_l}$ $\phi_{friedel}^2 = (1-x)^2 + x^2 \frac{\rho_l f_v}{\rho_v f_l} + \frac{3.24\left(x^{0.78}(1-x)^{0.224}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.91}\left(\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{0.19}\left(1-\frac{\mu_v}{\mu_l}\right)^{0.7}\right)}{\left(\frac{G^2}{gD\rho_H^2}\right)^{0.045}\left(\frac{G^2 D}{\sigma\rho_H}\right)^{0.035}}$
Tran vd. [74]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{f,lo}^2 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,lo}$ $\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,lo} = \frac{2f_{lo}G^2}{D\rho_l}$ $\phi_{f,lo}^2 = 1 + \left(\left(4.3\left(\frac{\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,vo}}{\left(\frac{dP}{dz}\right)_{l,vo}}\right)\right)^2 - 1\right)\left(\frac{\left(\frac{\sigma}{g(\rho_l-\rho_v)}\right)^{0.5}}{D} x^{0.875}(1-x)^{0.875} + x^{1.75}\right)$

Çizelge 1.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Chen vd. [75]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \Omega\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,Friedel}$ Bo<2.5 için $\Omega = \frac{0.0333\,Re_{lo}^{0.45}}{Re_v^{0.09}\left(1+0.4e^{-Bo}\right)}$ Bo>2.5 için $\Omega = \frac{We^{0.2}}{2.5+0.06Bo}$ f
Kim ve Mudawar [76]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_f^2\left(\frac{dP}{dz}\right)_f$ $\phi_f^2 = 1+\frac{C}{X}+\frac{1}{X^2}$
Kim ve Mudawar [76]	$X^2 = \frac{\left(\frac{dP}{dz}\right)_f}{\left(\frac{dP}{dz}\right)_v} = \frac{2f_f v_f G^2 (1-x)^2}{2f_v v_v G^2 x^2}$ $Re_l \geq 2000$ $C = C_{non-boiling}\left[1+60We_{lo}^{0.32}\left(Bo\frac{P_H}{P_F}\right)^{0.78}\right]$ $Re_l < 2000$ $C = C_{non-boiling}\left[1+530We_{lo}^{0.52}\left(Bo\frac{P_H}{P_F}\right)^{1.09}\right]$ $Re_l \geq 2000$, $Re_v \geq 2000$ $C_{non-boiling} = 0.39\,Re_{lo}^{0.03}\,Su_{vo}^{0.1}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.35}$ $Re_l \geq 2000$, $Re_v < 2000$ $C_{non-boiling} = 8.7\times10^{-4}\,Re_{lo}^{0.17}\,Su_{vo}^{0.5}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.14}$

Çizelge 1.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Kim ve Mudawar [76]	$Re_l<2000$, $Re_v\geq2000$ $\quad C_{non-boiling} = 0.0015\,Re_{lo}^{0.59}\,Su_{vo}^{0.19}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.36}$
	$Re_l<2000$, $Re_v<2000$ $\quad C_{non-boiling} = 8.7\times10^{-5}\,Re_{lo}^{0.44}\,Su_{vo}^{0.5}\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{0.48}$

Çizelge 1.12 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar

Araştırmacı	Korelasyon
Wongsangam vd. [64]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{v,o}^2\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,vo} = \phi_{v,o}^2\left(\frac{2f_{v,o}G^2}{D_h\rho_v}\right)$
Wongsangam vd. [64]	$\phi_{v,o}^2 = 2.3263 - 1.8043\left(\frac{GX_{tt}}{(gD_h\rho_v(\rho_l-\rho_v))^{0.5}}\right)^{0.0802}$ $4f_{v,o} = \frac{1.325}{\left(\ln\left(\frac{A}{3.7}+\frac{5.74}{Re_{v,o}^{0.9}}\right)\right)^2}$ $A = \frac{0.3(e/D_h)}{0.1+\cos\beta}$
Rollman ve Spindler [77]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \frac{fG^2}{2D_i}\left(\left(\frac{2Bo}{D_i}+x_l\right)(\nu_v-\nu_l)+\nu_l\right)$ $Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}}$ $f = 0.05$
Choi vd. [78]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \frac{fL(\nu_o-\nu_i)G^2}{D_h}$

Çizelge 1.12 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlar (Devamı)

Araştırmacı	Korelasyon
Choi vd. [78]	$D_h = \frac{4A_c \cos\beta}{n_f S}$ $f = 0.000506.\left(\frac{GD_h}{\mu_l}\right)_{lo}^{-0.0951} K_f^{0.1554}$ $K_f = \frac{\Delta x h_{fg}}{Lg}$
Kuo ve Wang [79]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \frac{2fG^2\bar{v}}{D_i}$ $f = 0.0127$ $\bar{v} = x\nu_v + (1-x)\nu_l$
Goto vd. [80]	$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_v^2\left(\frac{dP}{dz}\right)_v = \phi_l^2\left(\frac{dP}{dz}\right)_l$ $\left(\frac{dP}{dz}\right)_v = \frac{2f_v G^2 x^2}{\rho_v D_i}$ $\left(\frac{dP}{dz}\right)_l = \frac{2f_l G^2 (1-x)^2}{\rho_l D_i}$ $\phi_v = 1 + 1.64X_{tt}^{0.79}$ $\phi_l^2 = 1 + 7.61X_{tt}^{-1.7}$ $Re = \frac{GD_h}{\mu_l}$ $f = 0.000147\,Re^{0.53}$ 2000<Re<2600 $f = 0.046\,Re^{-0.20}$ 2600<Re<6500 $f = 0.0123\,Re^{0.21}$ 6500<Re<12700 $f = 0.092$ 12700<Re

1.2 Tezin Amacı

Isı değiştiricilerin tasarımında önemli iki parametre olan ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümünün bilinmesi en uygun tasarımı ve boyutlandırmayı yapabilmek açısından önemlidir. Buna ek olarak, ısı transferinde meydana gelecek iyileştirmeler ile ısı değiştiricilerinin boyutunu, maliyetlerini ve kullanımında ortaya çıkacak olan pompalama gücünü azaltmak amaçlanmaktadır. Isı değiştiricilerin uygulamada en çok kullanılan türlerinden biri olan buharlaştırıcılar için mikrokanatlı borularda kaynamalı akış şartlarında ısı taşınım katsayısı ve sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan denklemler düz borulardakine kıyasla sınırlıdır.

Bu çalışmada, düz ve mikrokanatlı borularda kaynamalı akış sırasında kütlesel akı, doyma sıcaklığı, kuruluk derecesi ve ısı akısının ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümü üzerindeki etkisi deneysel olarak araştırılmış olup düz boru yerine mikrokanatlı boru kullanımıyla ortaya çıkacak değişimlerin belirlenmesi amaçlanmıştır. Buna ek olarak, deneysel sonuçlar kullanılarak düz ve mikrokanatlı borularda kullanılmak üzere ısı taşınım katsayısı ve sürtünme kaynaklı basınç düşümü korelasyonları geliştirilmesi hedeflenmiştir.

1.3 Hipotez

Soğutucu akışkanların boru içi kaynamalı akış şartları sırasında ısı transferi ve basınç düşümü performansının deneysel olarak araştırıldığı bu çalışmada ısı transferi ve basınç düşümüne etki eden parametrelerin farklı çalışma şartlarında etkisi incelenmiştir. Düz ve mikrokanatlı boru kullanılarak aynı şartlarda yapılan deneylerden elde edilen sonuçlar kullanılarak ısı değiştiricilerinin tasarımında kullanılmak üzere ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümü korelasyonları geliştirilmiştir. Uygulamada düz boru yerine mikrokanatlı boru kullanılmasıyla yatırım ve işletme maliyetlerinde ortaya çıkacak farklılıklar irdelenmiştir.

BÖLÜM 2

İKİ FAZLI AKIŞLARIN TEMELLERİ

2.1 İki Fazlı Akışlar İçin Temel Denklemler

İki fazlı akışlarda sıvı ve gaz fazları birlikte bulunduğu için tek fazlı akışlardan farklı olarak yeni parametreler tanımlanmış olup, bu parametreler denklemlerle şöyle ifade edilmiştir [81]:

Kütlesel akı, birim alandan geçen kütlesel debi olarak tanımlanır ve şöyle hesaplanır:

$$G_l = \frac{\dot{m}_g}{A} \tag{2.1}$$

$$G_g = \frac{\dot{m}_g}{A} \tag{2.2}$$

Burada A akışkanın geçtiği kesit alanı olarak tanımlanmıştır.

Yüzeysel hızlar, birim alandan geçen hacimsel debi olarak tanımlanır ve şöyle hesaplanır:

$$U_l = \frac{\dot{V}_l}{A} = \frac{G(1-x)}{\rho_l} \tag{2.3}$$

$$U_g = \frac{\dot{V}_g}{A} = \frac{Gx}{\rho_g} \tag{2.4}$$

Kuruluk derecesi, gaz kütlesel debisinin toplam kütlesel debiye oranı olarak tanımlanır ve şöyle hesaplanır:

$$x = \frac{\dot{m}_g}{\dot{m}} = \frac{\dot{m}_g}{\dot{m}_g + \dot{m}_l} \tag{2.5}$$

Boşluk oranı, gaz fazın kapladığı kesit alanının toplam kesit alanına oranı olarak tanımlanır ve şöyle hesaplanır:

$$\varepsilon = \frac{A_g}{A_g + A_s} \tag{2.6}$$

Bu ifadeler kullanılarak sıvı ve gaz fazları için kütlesel debiler ve hızlar şöyle hesaplanır:

$$\dot{m}_l = \dot{m}(1-x) = \rho_l V_l A(1-\varepsilon) \tag{2.7}$$

$$V_l = \frac{\dot{m}(1-x)}{\rho_s A(1-\varepsilon)} \tag{2.8}$$

$$\dot{m}_g = \dot{m}x = \rho_g V_g A\varepsilon \tag{2.9}$$

$$V_g = \frac{\dot{m}x}{\rho_g A\varepsilon} \tag{2.10}$$

Sıvı ve gaz fazları için hızlar oranlanıp kayma oranı adı verilen S sayısına eşitlenirse boşluk oranı için denklem şöyle elde edilir:

$$\frac{V_g}{V_s} = S = \frac{\dfrac{\dot{m}x}{\rho_g u_g A\varepsilon}}{\dfrac{\dot{m}(1-x)}{\rho_s A(1-\varepsilon)}} = \frac{x\rho_s(1-\varepsilon)}{(1-x)\rho_g\varepsilon} = \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)\left(\frac{x}{1-x}\right)\left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right) \tag{2.11}$$

$$\frac{S(1-x)\rho_g}{\rho_s x} = \left(\frac{1-\varepsilon}{\varepsilon}\right) \tag{2.12}$$

$$\frac{\varepsilon}{1-\varepsilon} = \left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right) \tag{2.13}$$

$$\varepsilon = \left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right)(1-\varepsilon) \tag{2.14}$$

$$\varepsilon = \left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right) - \left(\frac{\varepsilon\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right) \tag{2.15}$$

$$\varepsilon + \left(\frac{\varepsilon\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right) = \left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right) \tag{2.16}$$

$$\varepsilon\left(1 + \left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right)\right) = \left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right) \tag{2.17}$$

$$\varepsilon = \frac{\left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right)}{\left(1 + \left(\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}\right)\right)} = \frac{\frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g}}{\frac{S(1-x)\rho_g + \rho_s x}{S(1-x)\rho_g}} = \frac{\rho_s x}{S(1-x)\rho_g + \rho_s x} = \frac{1}{\frac{S(1-x)\rho_g}{\rho_s x} + 1} \tag{2.18}$$

$$\varepsilon = \frac{1}{\frac{S(1-x)\rho_g}{\rho_s x} + 1} = \frac{1}{1 + \frac{(1-x)}{x}\frac{\rho_g}{\rho_s}S} = \frac{x}{x + (1-x)\frac{\rho_g}{\rho_s}S} \tag{2.19}$$

İki fazlı akışların modellenmesinde kullanılan farklı yaklaşımlara göre boşluk oranının hesaplama yöntemleri şu şekilde ifade edilebilir:

Homojen akış modeli ($u_l = u_g = u$, $S=1$) için;

$$\varepsilon = \frac{x}{x + (1-x)\frac{\rho_g}{\rho_s}} \tag{2.20}$$

Ayrık akış modeli ($u_l \neq u_g$, $S \neq 0$) için;

$$\varepsilon = \frac{x}{x + (1-x)\frac{\rho_g}{\rho_s}S} \tag{2.21}$$

İki fazlı akış karışımının yoğunluğu şöyle ifade edilir:

$$\rho_{tp} = \varepsilon\rho_g + (1-\varepsilon)\rho_l \tag{2.22}$$

Isı fazlı akışlarda ısı transfer katsayısının ve basınç düşümünün tahmininde genellikle boyutsuz sayılardan faydalanılır. En çok kullanılan boyutsuz sayılar şunlardır [82], [83]:

Lockhart-Martinelli parametresi, iki fazlı akıştaki sürtünme kaynaklı basınç düşümünün sadece sıvı aktığı durumdaki oranı olarak tanımlanır ve şöyle ifade edilir:

$$\phi_l^2 = \frac{\left(\frac{dP}{dz}\right)_{tp,f}}{\left(\frac{dP}{dz}\right)_l} \tag{2.23}$$

Martinelli parametresi, sıvı gaz fazların kesitte ayrı olarak akması durumunda oranları olarak tanımlanır. Lockhart-Martinelli parametresi kullanılarak sıvı ve gazlarının türbülanslı olarak aktığı kabulüyle daha kullanılabilir şekliyle şöyle ifade edilir:

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9} \left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} \left(\frac{\mu_l}{\mu_g}\right)^{0.1} \tag{2.24}$$

Kaynama sayısı, ısı taşınım katsayısı ve kritik ısı akısının tahmininde kullanılmak üzere oluşturulmuştur. Isı akısının, buharlaşma gizli ısının ve kütlesel akının etkisini içeren boyutsuz sayı olup şöyle ifade edilir:

$$Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}} \tag{2.25}$$

Reynolds sayısı, tek fazlı akışlarda da sıklıkla kullanılan bir boyutsuz sayıdır. En klasik haliyle atalet kuvvetlerinin viskoz kuvvetlere oranı olarak tanımlanır. İki fazlı akışlarda sıvı ve gaz fazların akışı göz önüne farklı tanımlamaları vardır.

Kesitte sadece sıvı fazın bulunduğu göz önüne alınarak Reynolds sayısı (Re_l) şöyle hesaplanır:

$$Re_l = \frac{G(1-x)D}{\mu_l} \tag{2.26}$$

Kesitte tümüyle sıvı fazın bulunduğu göz önüne alınarak Reynolds sayısı (Re_{lo}) şöyle hesaplanır:

$$Re_{lo} = \frac{GD}{\mu_l} \tag{2.27}$$

Kesitte sadece gaz fazın bulunduğu göz önüne alınarak Reynolds sayısı (Re_g) şöyle hesaplanır:

$$Re_g = \frac{GxD}{\mu_g} \tag{2.28}$$

Kesitte tümüyle gaz fazın bulunduğu göz önüne alınarak Reynolds sayısı (Re_{go}) şöyle hesaplanır:

$$Re_{go} = \frac{GD}{\mu_g} \tag{2.29}$$

Froude sayısı, genellikle atalet kuvvetleri ve yer çekimi kuvvetlerinin bir ölçüsü olarak tanımlanan bir boyutsuz sayıdır. İki fazlı akışlarda ise katmanlaşmanın etkisinin olup olmadığının belirlenmesinde kullanılır. Isı taşınım katsayısı korelasyonlarında düşük kütlesel akılarda görülen katmanlı akış rejimi ve yüksek kütlesel akılarda görülen halka akış rejimini arasındaki ayrımı göz önüne almak için kullanılan bu boyutsuz sayı şöyle ifade edilir:

$$Fr_l = \frac{G^2(1-x)^2}{\rho^2 gD} = \frac{U_l}{\sqrt{gD}} \tag{2.30}$$

$$Fr_g = \frac{G^2x^2}{\rho^2 gD} = \frac{U_g}{\sqrt{gD}} \tag{2.31}$$

Weber sayısı, atalet kuvvetlerinin yüzey gerilme kuvvetlerine oranı olarak tanımlanır ve şöyle ifade edilir:

$$We_l = \frac{G^2D}{\rho_l\sigma} = \frac{U_l^2D\rho_l}{\sigma} \tag{2.32}$$

$$We_g = \frac{G^2D}{\rho_g\sigma} = \frac{U_g^2D\rho_g}{\sigma} \tag{2.33}$$

Taşınım sayısı, Martinelli parametresinin farklı bir versiyonu olarak tanımlanmış bu sayı farklı araştırmacılar tarafından akış kaynaması için geliştirilen korelasyonlarda kullanılmış olup şöyle ifade edilir:

$$Co = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.8}\left(\frac{\rho_g}{\rho_l}\right)^{0.5} \tag{2.34}$$

2.2 Korelasyon Geliştirme

Korelasyon geliştirmede çoklu doğrusal regresyon analizi yönteminden yararlanılmış olup bu yöntemle bağımsız değişkenler olan X_1, X_2, X_3,….X_n ile bağımlı değişken olan Y arasındaki ilişki tahmin edilebilmektedir.

Y bağımlı değişken ve X_1 ve X_2 bağımsız değişkenler olmak üzere bir aşağıdaki gibi bir denklem düşünelim [84]:

$$Y = a_0 + a_1X_1 + a_2X_2 + e \tag{2.35}$$

Bu denklemdeki e değeri hata olarak tanımlanır ve gerçek değer ile regresyon analizi ile tahmin edilmiş değer arasındaki fark olarak ifade edilir.

$$e = Y - a_0 - a_1X_1 - a_2X_2 \tag{2.36}$$

Hata değerinin minimum olması için uygulanacak yöntem hataların karelerinin minimize edilmesidir.

$$S_r = \sum_{i=1}^{n} e_i^2 = \sum_{i=1}^{n} \left(Y_{i,ölçülen} - Y_{i,tahmin}\right)^2 = \sum_{i=1}^{n} (Yi - a_0 - a_1X_{1i} - a_2X_{2i}) \tag{2.37}$$

Hataların her bir katsayıya göre türevlerinin sıfıra eşitlenmesi bize bu denklemlerin vereceği için şu hale gelir:

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_0} = -2\sum (Y_i - a_0 - a_1X_{1i} - a_2X_{2i}) = 0 \tag{2.38}$$

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_1} = -2\sum X_{1i}(Y_i - a_0 - a_1X_{1i} - a_2X_{2i}) = 0 \tag{2.39}$$

$$\frac{\partial S_r}{\partial a_2} = -2\sum X_{2i}(Y_i - a_0 - a_1X_{1i} - a_2X_{2i}) = 0 \tag{2.40}$$

$$a_0N + a_1\sum X_{1i} + a_2\sum X_{2i} = -\sum Y_i \tag{2.41}$$

$$a_0\sum X_{1i} + a_1\sum X_{1i}^2 + a_2\sum X_{1i}X_{2i} = \sum X_{1i}Y_i \tag{2.42}$$

$$a_0\sum X_{2i} + a_1\sum X_{1i}X_{2i} + a_2\sum X_{2i}^2 = \sum X_{2i}Y_i \tag{2.43}$$

Bu denklemler sıfıra eşitlenir ve $\sum a_0 = na_0$ olduğu göz önüne alınarak matris formatında ifade edilirse şu hale gelir:

$$\begin{bmatrix} \sum N & \sum X_{1i} & \sum X_{2i} \\ \sum X_{1i} & \sum X_{1i}^2 & \sum X_{1i}X_{2i} \\ \sum X_{2i} & \sum X_{1i}X_{2i} & \sum X_{2i}^2 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} a_0 \\ a_1 \\ a_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \sum Y_i \\ \sum X_{1i}Y_i \\ \sum X_{2i}Y_i \end{bmatrix} \quad (2.44)$$

Bu matris çözüldüğünde denklem katsayıları olan a_0,a_1 ve a_2 hesaplanmış olur.

Eğer elde edilmek istenen denklem yukarıdaki gibi bağımsız değişkenlerin toplamı şeklinde değil de bağımsız değişkenlerin çarpımı şeklinde ise şöyle ifade edilir:

$$Y = a_0 X_1^{a1} X_2^{a2} \quad (2.45)$$

Bu denklemin logaritması alınarak çoklu doğrusal regresyona uygun hale getirilir.

$$\log Y = \log a_0 + a_1 \log X_1 + a_2 \log X_2 \quad (2.46)$$

$$\begin{bmatrix} \sum Nı & \sum \log X_{1i} & \sum \log X_{2i} \\ \sum \log X_{1i} & \sum \log loX_{1i}^2 & \sum \log X_{1i} \log X_{2i} \\ \sum \log X_{2i} & \sum \log X_{1i} \log X_{2i} & \sum \log X_{2i}^2 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \log a_0 \\ a_1 \\ a_2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \sum \log Y_i \\ \sum \log X_{1i} \log Y_i \\ \sum \log X_{2i} \log Y_i \end{bmatrix} \quad (2.47)$$

Bu şekilde ifade edilen denklem regresyon analizi yapabilme yeteneğine sahip programlar ile çözülebilmektedir. Unutulmamalıdır ki regresyon analizi sonucunda a_1 ve a_2 katsayıları çıktılardan doğrudan alınabilirken a_0 için elde edilen çıktı 10^{a0} şeklinde güncellenmelidir.

2.2.1 Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu Geliştirme

Çoklu lineer regresyon analizi ile ısı transferi korelasyonu geliştirilmesinde Y bağımlı değişkeni olarak kaynama ısı taşınım katsayısı (h_{TP}) ve bağımsız değişkenler olarak sıvı ısı taşınım katsayısı (h_{lo}), Martinelli parametresi (X_{tt}), sıvı Froude sayısı (Fr_l), gaz Froude sayısı(Fr_g),, Kaynama sayısı (Bo), sıvı Weber sayısı (We_l), gaz Weber sayısı (We_g), Taşınım sayısı (Co) ve kuruluk derecesi (x) kullanılmıştır.

Sıvı ısı taşınım katsayısı şöyle hesaplanmıştır:

$$h_{lo} = 0.023 \left(\frac{GD}{\mu_l} \right)^{0.8} \left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l} \right)^{0.4} \frac{k_l}{D} \quad (2.48)$$

2.2.2 Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonu Geliştirme

Lineer regresyon analizi ile basınç düşümü korelasyonu geliştirilmesinde ise Y bağımlı değişkeni olarak sürtünme kaynaklı basınç düşümü çarpanı (ϕ^2) ve bağımsız değişkenler olarak Martinelli parametresi (X_{tt}) ve kuruluk derecesi (x) kullanılmıştır. Kullanılan farklı tipteki sürtünme kaynaklı basınç düşümü denklemleri Denklem (1.14), Denklem (1.15), Denklem (1.16) ve Denklem (1.17)'de verilmiştir.

Düz boru için geliştirilen çarpanlarda sürtünme faktörü olarak Petukhov Denklemi [85] kullanımış olup aşağıda verilmiştir.

$$f = 0.079\,Re^{-0.25} \tag{2.49}$$

Mikrokanatlı boru için geliştirilen çarpanlarda sürtünme faktörü olarak Webb vd. [86] ait denklem kullanılmış olup aşağıda verilmiştir.

$$f = 0.108\,Re^{-0.283}\,N^{0.221}(e/D_i)^{0.785}\alpha^{0.78} \tag{2.50}$$

Yukarıda Denklem (2.49) ve (2.50) ile verilen sürtünme faktörü denklemleri bir sonraki bölümde elde edilecek olan iki fazlı akışta sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılacaktır.

BÖLÜM 3

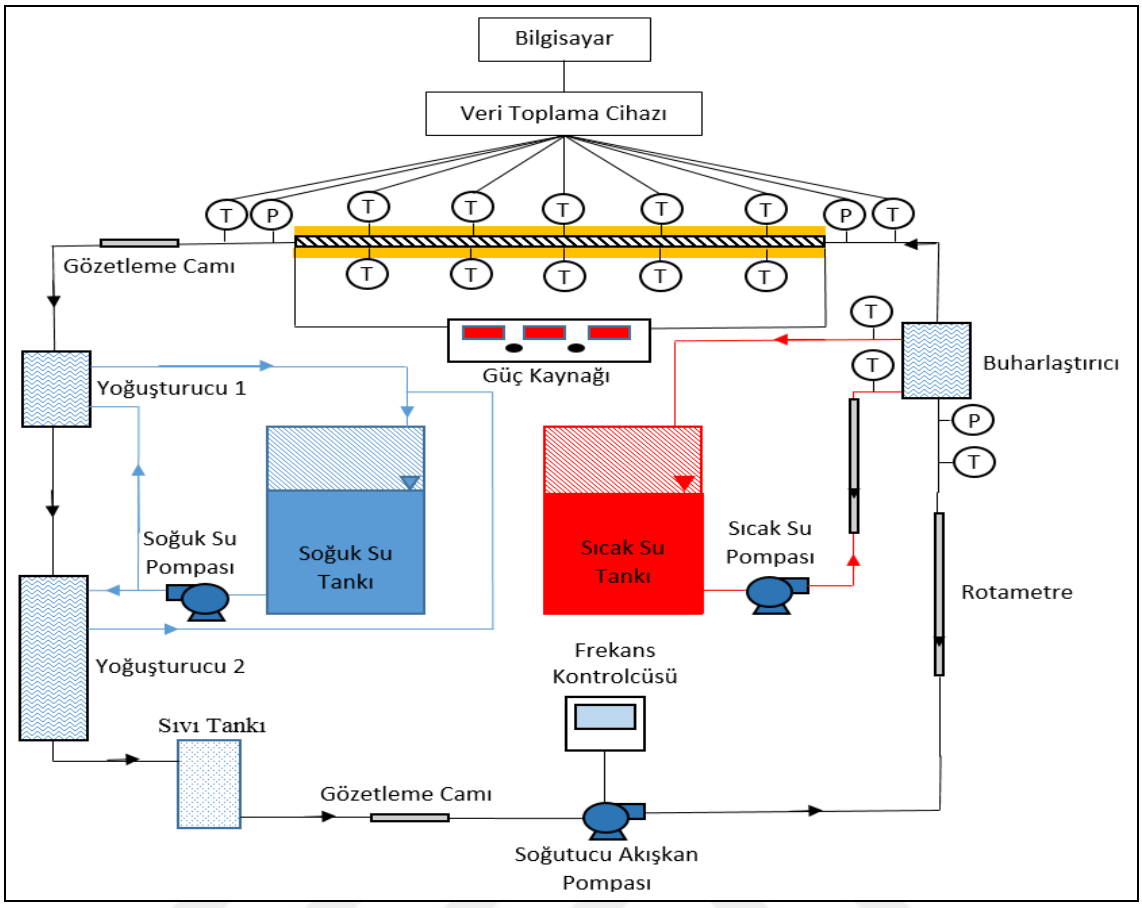
DENEYSEL ÇALIŞMALAR

3.1 Deney Düzeneği

Deneysel çalışmalar için Yıldız Teknik Üniversitesi Makine Mühendisliği Bölümü Termodinamik ve Isı Tekniği Anabilim Dalı'nda kurulan deney düzeneğinin şematik ve gerçek resmi sırasıyla Şekil 3.1 ve Şekil 3.2'de verilmiştir.

Kurulan deney düzeneği farklı geometrik özelliklere sahip boruların iki fazlı akışta ısı transferi ve basınç düşümünü belirlemeye yönelik deneylerin yapılmasına imkân sağlayacak şekilde tasarlanmış ve devreye alınmıştır. Ekipmanlar montajından sonra deney düzeneği basınçlandırılarak sızdırmazlık testi gerçekleştirilmiştir. Sızdırmazlık testinden başarı ile geçen düzeneğin içerisindeki hava vakum pompası ile tahliye edilmiştir. Düzenek vakum halinde iken tüm sistemde sıvı R134a görülene kadar akışkan şarjı gerçekleştirilmiş ve hazır hale getirilmiştir. Deneylerin yapılması için hazır olan düzenekte sistem çalışmaya başladıktan sonra sıvı haldeki soğutucu akışkan R134a frekans kontrollü pompa tarafından rotametreye gönderilir. Daha sonra buharlaştırıcıya giren R134a, sıcak su tankında gelen sıcak su ile buharlaştırılarak istenilen kuruluk derecesinde buharlaştırıcıdan çıkar ve test bölgesine girer. Test bölgesinde güç kaynağı ile ısıtılan R134a istenilen kuruluk derecesine kadar buharlaşarak test bölgesinde çıkar ve soğuk su tankı ile soğutulan yoğuşturucuya girerek yoğuşmuş halde çıkar. Yoğuşturucu çıkışında sıvı tankında toplanan akışkanın sıvısı pompa tarafından çekilerek çevrimine devam eder.

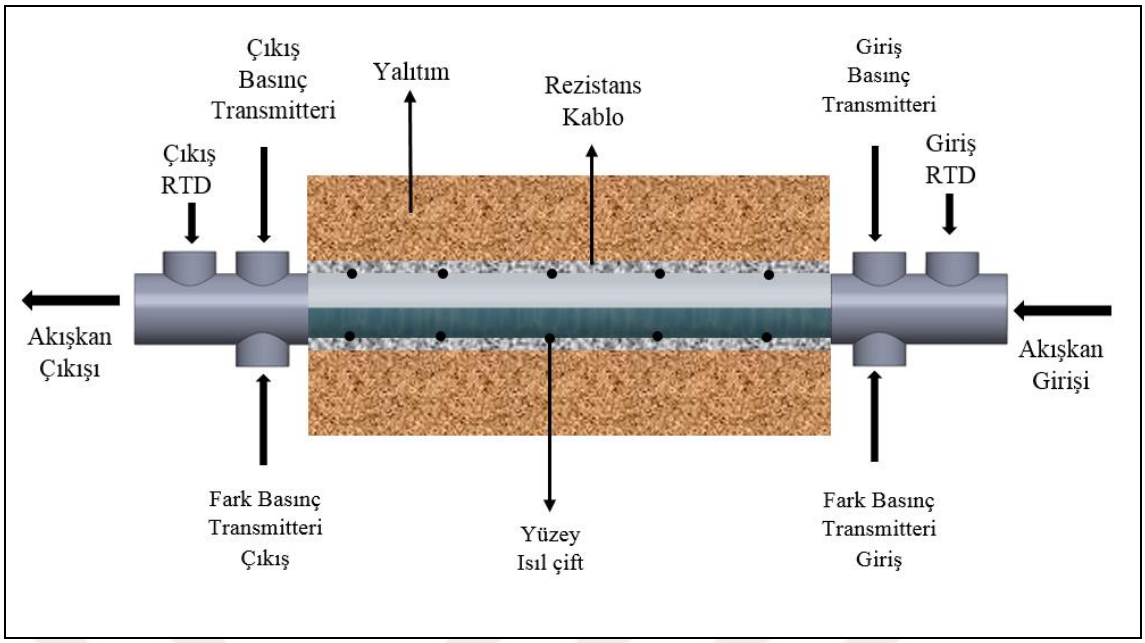
Deney düzeneğinde en önemli kısmı olan test bölgesini şematik ve gerçek resimleri sırasıyla resmi Şekil 3.3' ve Şekil 4.3'de verilmiştir.



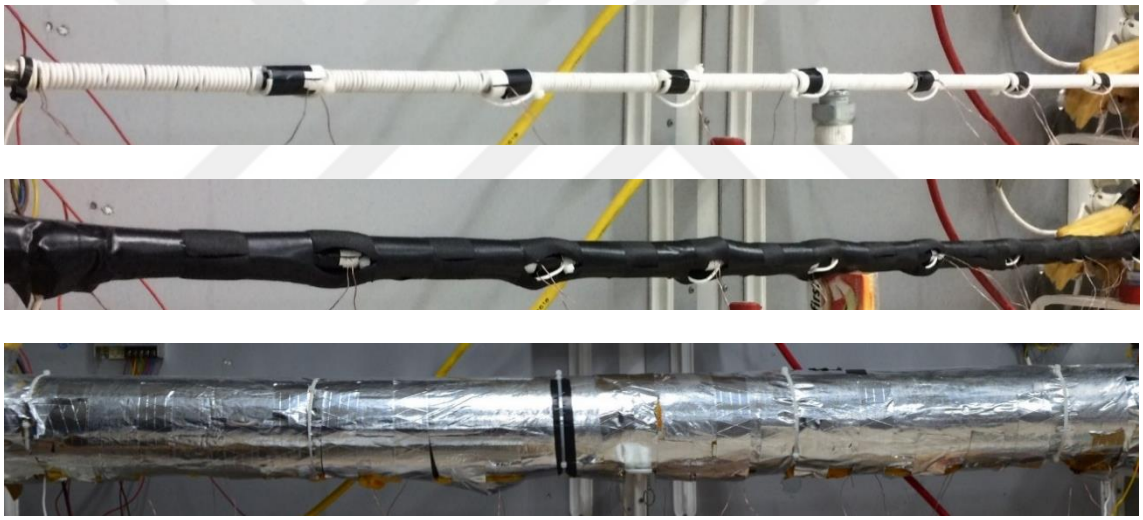
Şekil 3.1 Deney tesisatının şematik gösterimi



Şekil 3.2 Deney tesisatının görünümü



Şekil 3.3 Test bölgesinin şematik gösterimi



Şekil 3.4 Test bölgesini gerçek resmi

3.2 Deneylerde Kullanılan Ölçü Aletleri ve Ekipmanları

3.2.1 Yüzey Isıl Çiftleri

Bakır boru yüzey sıcaklığının ölçülmesi için yüzeye yapışma özelliğine sahip ısıl çiftler kullanılmış olup Şekil 3.5'de verilmiştir. Isıl çiftlerin her biri 3 metre boyunda ve T tipi olup hassasiyetleri ±0.3^{o}C'dir.

3.2.2 Pt100

Akışkan sıcaklıklarının ölçümü için prob çapı ve uzunluğu sırasıyla 3 mm ve 50 mm Pt100'ler kullanılmış olup, Şekil 3.6'de verilmiştir. Hassasiyetleri 1ºC'dir.

3.2.3 Basınç Transmitteri

Akışkanın test bölgesine girişindeki, test bölgesinden çıkışındaki ve buharlaştırıcı girişindeki basıncını ölçmek için kullanılmış olup Şekil 3.7'de verilmiştir. 0-16 bar ölçüm aralığına sahip olan cihazın hassasiyeti %0.25'dir.

3.2.4 Fark Basınç Transmitteri

Akışkanın test bölgesine giriş ve çıkışları arasındaki basınç farkının ölçümü için kullanılmıştır. 1600 Pascal'dan 160000 Pascal'a kadar ölçüm yapabilen fark basınç transmitterinin hassasiyeti %0.075'dir.

3.2.5 Rotametre

Akışkanın debisinin ölçümü için kullanılmış olup Şekil 3.8'de verilmiştir. Hassasiyeti %1'dir.

3.2.6 Güç Kaynağı

Akışkana buharlaşması için gerekli ısı akısının sağlanması için 5 kW'e kadar ısıl güç sağlama kapasitesine sahipgüç kaynağı kullanılmış olup Şekil 3.9'da verilmiştir.

3.2.7 R134a Pompası

Sıvı R134a'nın buharlaştırıcıya gönderilerek sistemde kapalı çevrimde sirkülasyonunu sağlamak için kullanılmış olup 6 lt/dk ya kadar akışkan debi üretebilmektedir.

3.2.8 Sıcak Su Banyosu

Buharlaştırıcıda soğutucu akışkanı istenilen kuruluk derecesine kadar buharlaştırılması için gerekli ısının (sıcak suyun) elde edilmesi için kullanılmıştır.

3.2.9 Soğuk Su Banyosu

Test bölgesinden çıkan sıvı- buhar karışımının yoğuşturulması için gerekli soğuk suyun elde edilmesi için kullanılmıştır.

3.2.10 Yoğuşturucu

Test bölgesinden çıkan sıvı- buhar karışımının yoğuşturulması için kullanılmıştır.

3.2.11 Sıvı Tankı

Yoğuşturucuda yoğuşturulup sıvı- buhar karışımı haline gelen soğutucu akışkanın sadece sıvısının pompaya gönderilmesi için kullanılmış olup Şekil 3.10'da verilmiştir. 10 lt kapasiteye sahiptir.

3.2.12 Veri Toplama Cihazı

Deneyler sırasında ölçülen tüm değerlerin izlenmesi ve kaydedilmesi amacıyla kullanılmıştır.

3.2.13 Rezistans

Test bölgesine gerekli ısının verilmesi için dış yüzeyi yalıtılmış krom-nikel rezistans kablo kullanılmıştır.

3.2.14 Frekans Kontrollü Sürücü

Pompanın istenilen frekanslarda (0-50 Hz) çalışmasını sağlayarak istenilen debilerin elde edilmesi için kullanılmıştır.

3.2.15 Soğutucu Akışkan Vakum Pompası ve Şarj İstasyonu

Sisteme akışkan şarj etmeden önce sistemdeki havanın tahliyesi için ve soğutucu akışkanın sisteme şarj edilmesi için kullanılmış olup Şekil 3.12'de verilmiştir.



Şekil 3.5 Isıl çift



Şekil 3.6 Pt100



Şekil 3.7 Basınç transmitteri



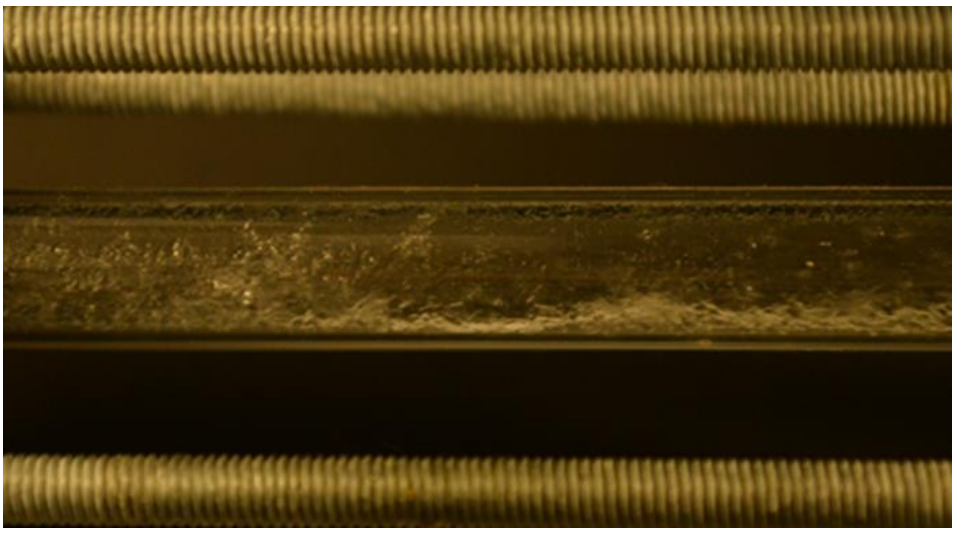
Şekil 3.8 Rotametreler



Şekil 3.9 Güç kaynağı



Şekil 3.10 Sıvı tankı



Şekil 3.11 Gözetleme camı



Şekil 3.12 Soğutucu akışkan vakum pompası ve şarj istasyonu

3.3 Deneylerde Kullanılan Boruların Özellikleri

Deneylerde aynı iç ve dış çapa sahip düz ve mikrokanatlı borular kullanılmıştır. Kullanılan borulara ait geometrik büyüklüklerin doğru bilinmesi önemlidir ve bu sebeple aşağıdaki adımlar izlenerek mikrokanatlı boruya ait geometrik büyüklükler belirlenmiştir.

•Mikrokanatlı boruya ait 1 cm kalınlığındaki numune geometrik özellikleri belirlenmek üzere kesilmiştir.

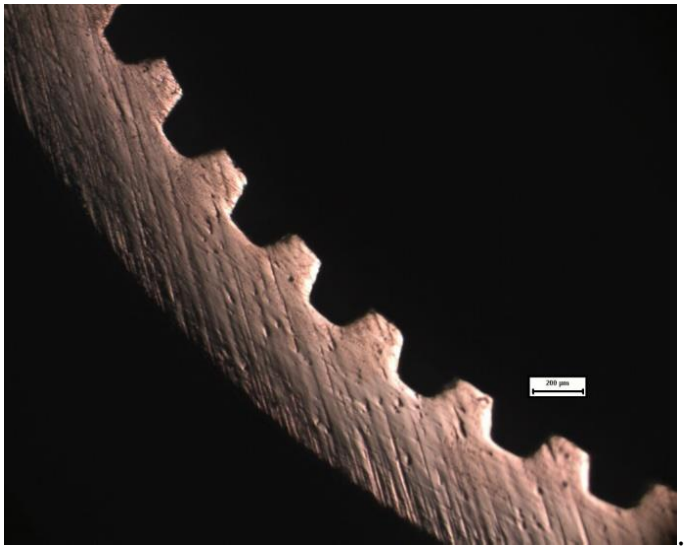
•Kesilen numune temizlendikten sonra üzerine epoksi reçine dökülerek kalıba alınmıştır.

•Kalıba alınan numune kuruduktan sonra parlatma cihazı kullanılarak kabadan inceye olacak şekilde zımpara kullanılarak numune yüzeyi ölçüme uygun hale getirilmiştir. Hazırlanan numune Şekil 3.13'de görülmektedir.

•Hazırlanan numunenin görüntüsü ve gerekli geometrik ölçümler taramalı elektron mikroskobu ile alınmış olup Şekil 3.14'de verilmiştir.

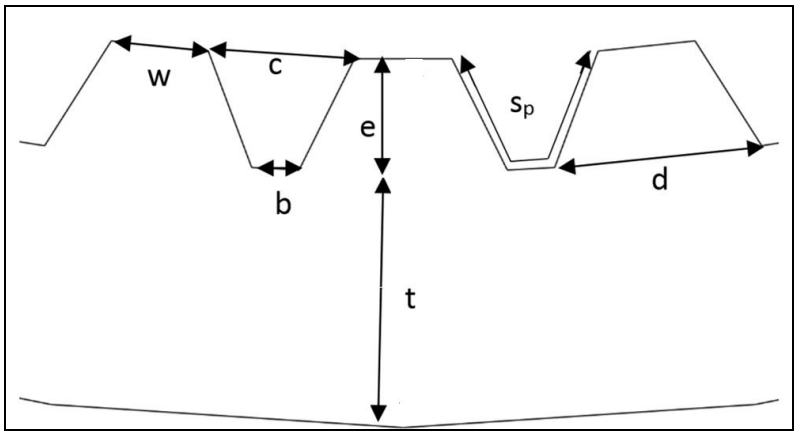


Şekil 3.13 Mikrokanatlı borunun izometik görüntüsü



Şekil 3.14 Mikrokanatlı boruya ait SEM görüntüsü

Mikrokanatlı boruya ait şematik detay resmi ve geometrik büyüklükler sırasıyla Şekil 3.15 ve Çizelge 3.1'de verilmiştir.



Şekil 3.15 Mikrokanatlı boruya ait şematik detay resmi

Çizelge 3.1 Deneylerde kullanılan boruya ait geometrik büyüklükler

Parametre	Birim	Düz Boru	Mikrokanatlı boru
Dış çap (D_o)	mm	9.52	9.52
İç çap (D_i)	mm	8.62	8.62
Et kalınlığı (w)	mm	0.45	0.45
Spiral açısı (β)	(^{o})	-	25
Kanat açısı	(^{o})	-	53
Kanat yüksekliği (e)	mm	-	0.200
Kanat tabanları arası mesafe (b)	mm	-	0.084
Kanatlar arası mesafe (c)	mm	-	0.258
Kanadın tabanı (d)	mm		0.37
Kanat tepe noktası uzunluğu (w)	mm	-	0.172
Kanat sayısı	(-)	-	60
Uzunluk	mm	1100	1100
Islak çevre	mm	27.1	31.86
Kesit alanı (A)	mm^2	58.4	56.1
Isı transfer yüzey alanı (A_i)	mm^2	29789	51192
Isı transfer yüzey alanı artışı	-	-	1.72

3.4 Kalibrasyon Çalışması

Test borularının yüzey sıcaklığının ölçülmesi için kullanılan termoelelemanların kalibrasyonları 0^{o}C -60^{o}C sıcaklıkları arasında yapılmış olup, kalibrasyon grafikleri ve denklemleri Ek A'da verilmiştir.

Akışkan sıcaklığının ölçülmesi için kullanılan Pt100'lerin kalibrasyonları 5ºC - 65ºC arasında yapılmış olup, kalibrasyon grafikleri ve denklemleri Ek A'da verilmiştir.

3.5 Deneylerin Yapılış Yöntemi

Deneylerin yapılış yöntemi maddeler halinde şöyle ifade edilebilir:

- Sıvı haldeki R134a'nın debisi frekans kontrollü sürücü ile istenilen değere ayarlandıktan sonra akışkan buharlaştırıcıya yönlendirilir.

- Buharlaştırıcı girişinde R134a'nın sıcaklık ve basıncı ölçülür ve veri toplama cihazı aracılığıyla kaydedilir. Sıcak su aracılığıyla istenilen kuruluk derecesine kadar buharlaştırılır.

- Buharlaştırıcıda R134a buharlaşırken verilen ısının belirlenmesi için sıcak suyun debisi ve giriş-çıkış sıcakları ölçülür ve kaydedilir. Buharlaştırıcıdan belirli bir kuruluk derecesinde çıkan R134a sıcaklık ve basıncı ölçülmek üzere test bölgesine girişine gönderilir.

- R134a test bölgesinde ilerken rezistans ve güç kaynağı aracılığıyla test borusunu istenilen voltaj ve akıma göre ısı akısı verilir.

- Bu sırada bir yandan da termoelemanlar ile 10 noktadan yüzey sıcaklıkları ölçülür ve veri toplama cihazı aracılığıyla kaydedilir. Test bölgesinden çıkan akışkanın sıcaklık ve basıncı ölçülür veri toplama cihazı aracılığıyla kaydedilir.

- Test bölgesinden çıkan akışkan yoğuşturulmak üzere yoğuşturucuya gönderilir. Yoğuşan akışkan (deney şartlarına göre sıvı-buhar halindeki) sıvı tankına gönderilir. Sıvı tankında sıvısı alınan akışkan tekrar pompaya gelerek çevrimini tamamlar.

3.6 Deneysel Veriler İçin Hesaplama Metodu

Test bölgesi girişinde enerjinin korunumu ifadesi göz önüne alınarak (buharlaştırıcı çıkışında) kuruluk derecesi şöyle hesaplanmıştır:

$$\dot{Q}_{su} = \dot{Q}_{R134a,sp} + \dot{Q}_{R134a,tp} \tag{3.1}$$

$$\dot{m}_{su} c_{p,su} (T_{su,g} - T_{su,ç}) = \dot{m}_{R134a} c_{p,R134a} (T_{R134a,ç} - T_{R134a,g}) + \dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a} (x_{buh,ç} - x_{buh,g}) \tag{3.2}$$

Buharlaştırıcıya R134a sıvı fazda giriş iki fazlı olarak çıktığı için Denklem (3.2)'de $x_{g,buh}$=0 olmaktadır.

$$x_{TB,g} = x_{buh,ç} = \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} (T_{su,g} - T_{su,ç}) - \dot{m}_{R134a} c_{p,R134a,l} (T_{R134a,ç} - T_{R134a,g})}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} + x_{buh,g} \quad (3.3)$$

Test bölgesinde akışkana güç kaynağı aracılığıyla verilen ısı ölçülen voltaj ve akımın çarpılması ile şöyle hesaplanmıştır:

$$\dot{Q}_{gk} = VI \quad (3.4)$$

Test bölgesinden çıkan akışkanın kuruluk derecesi ise şöyle hesaplanmıştır.

$$x_{TB,ç} = \frac{\dot{Q}_{gk}}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} + x_{buh,g} \quad (3.5)$$

Ortalama yüzey sıcaklığı ise şöyle hesaplanmıştır:

$$T_{y,ort} = \frac{1}{10} \sum_{i=1}^{i=10} T_{TC,i} \quad (3.6)$$

Deneysel ortalama ısı taşınım katsayısı şöyle hesaplanmıştır:

$$h_{deneysel} = \frac{\dot{Q}_{gk}}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})} \quad (3.7)$$

Literatürde deneysel ısı taşınım katsayısı iki şekilde hesaplanmaktadır:

Yöntem 1:

$$h_i = \frac{q''}{T_{yüzey,x} - T_{R134a,x}} \quad (3.8)$$

$$T_x = Tg - \left(\left(\frac{x}{L} \right) \left(T_g - T_ç \right) \right) \quad (3.9)$$

$$h_{deney} = \frac{\sum_{i}^{n} h_i}{n} \quad (3.10)$$

Yöntem 2:

$$h_{deney} = \frac{q''}{T_{yüzey,ort} - T_{R134a,ort}} \quad (3.11)$$

Çalışmamızda bu yöntemlerden ilki kullanılmıştır.

Test bölgesi girişinde (buharlaştırıcı çıkışında) kuruluk derecesi şöyle hesaplanmıştır:

Deneysel hatalar ise şöyle hesaplanmıştır:

$$\text{Hata} = \left| \frac{\text{Hesaplanan} - \text{Ölçülen}}{\text{Ölçülen}} \right| 100 \tag{3.12}$$

BÖLÜM 4

BULGULAR VE TARTIŞMA

4.1 Tek Fazlı Akış Doğrulama Deneyleri

Deneysel çalışmalara sıvı R134a ile tek fazlı akışta ısı taşınım katsayısının belirlenmesine yönelik deneyler ile başlanmıştır. Deneylerde 8.62 mm iç çapa ve 1.5 m uzunluğa sahip düz bakır boru kullanılmıştır. Deneyler sayesinde kaynama deneyleri öncesinde tek fazlı akışta (sıvı) ısı taşınım katsayısı elde edilmiş olup bu deneyler tesisatın doğrulama deneyleri olarak gerçekleştirilmiştir. Farklı deneysel şartlarda yapılan deneylerde ısı taşınım katsayının Reynolds sayısı ile değişimi incelenmiş olup Şekil 4.1'de verilmiştir. Beklenildiği üzere, artan Reynolds sayısı ile ısı taşınım katsayısı arttığı görülmektedir.

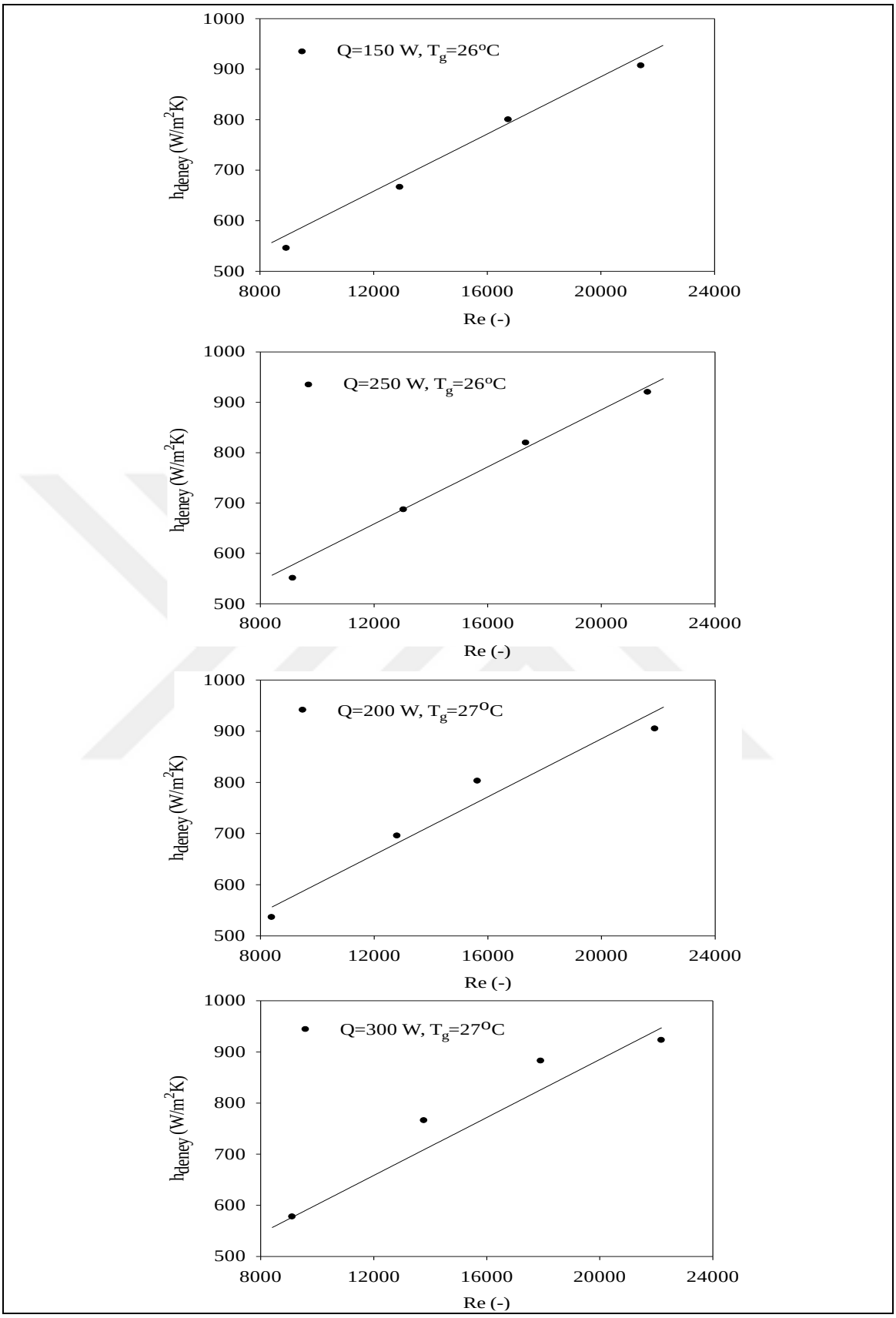
Sıvı R134a çıkış ve boru yüzey sıcaklıklarının kütlesel debi ile değişimi farklı giriş sıcaklıkları ve ısı akıları için Şekil 4.2'de verilmiştir. Artan kütlesel debi ile R134a çıkış ve boru yüzey sıcaklıklarının azaldığı görülmüştür.

Tek fazlı akışta yapılan doğrulama deneylerinde ısı taşınım katsayısı deneysel olarak elde edilmiş ve sonuçlar boru içi akışta ısı taşınım katsayısının tahmini için en çok kullanılan denklemler olan Dittus Boelter ve Petukhov denklemleri ile karşılaştırılmıştır.

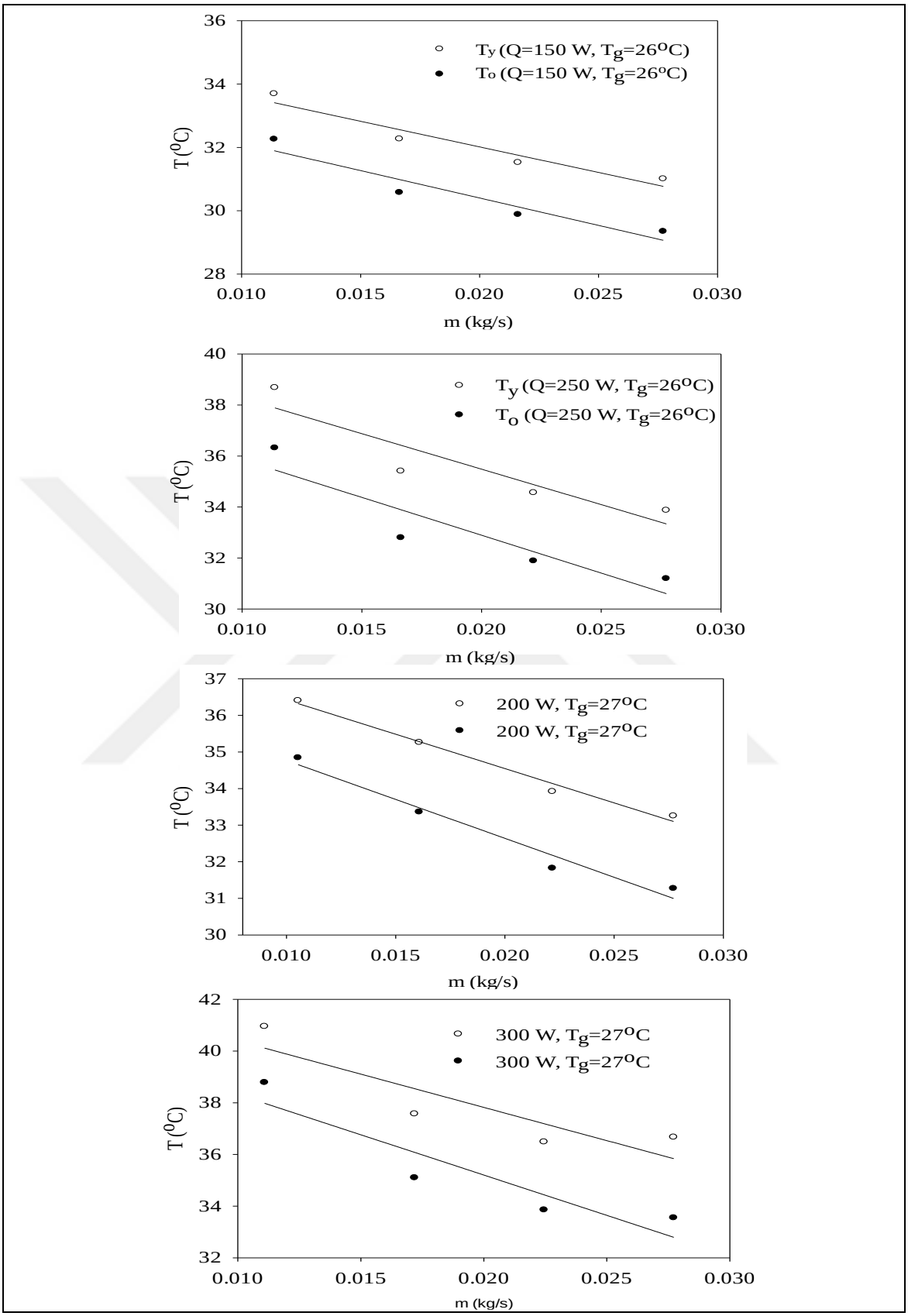
Dittus-Boelter denklemi [48] ile ısı taşınım katsayısı şöyle hesaplanmaktadır:

$$Nu_{DB} = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \tag{4.1}$$

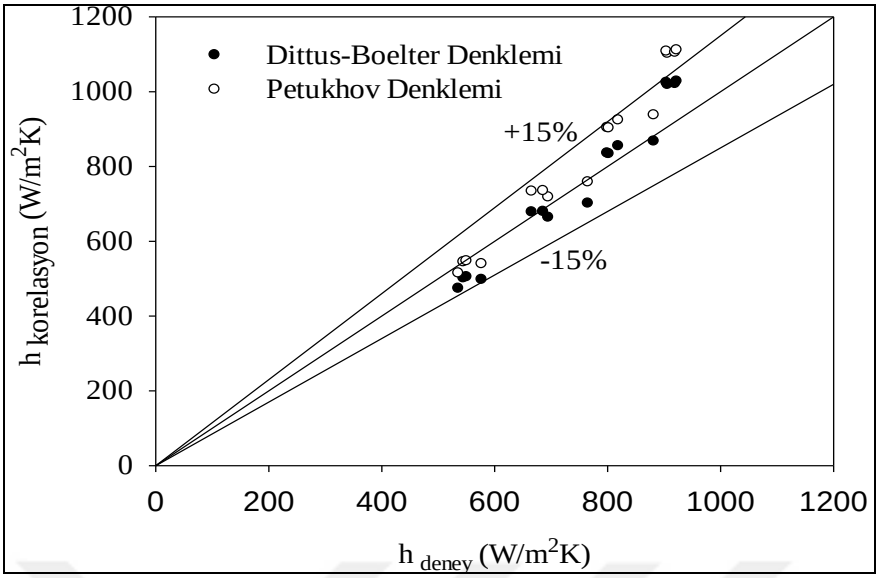
$$h_{DB} = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \frac{k_l}{D} \tag{4.2}$$



Şekil 4.1 Tek fazlı akışta ısı taşınım katsayısının Reynolds sayısı ile değişimi



Şekil 4.2 Tek fazlı akışta R134a çıkış ve boru yüzey sıcaklıklarının kütlesel debi ile değişimi



Şekil 4.3 Deneysel ve hesaplanan ısı taşınım katsayılarının karşılaştırılması

Petukhov denklemi [48] ile ısı taşınım katsayısı şöyle hesaplanmaktadır:

$$Nu_P = \frac{(f/8)\,Re\,Pr}{1.07 + 12.7(f/8)^{0.5}(Pr^{2/3}-1)} \tag{4.3}$$

$$h_P = \frac{(f/8)\,Re\,Pr}{1.07 + 12.7(f/8)^{0.5}(Pr^{2/3}-1)}\frac{k_l}{D} \tag{4.4}$$

Deneysel ısı taşınım katsayılarının Dittus Boelter ve Petukhov denklemleri ile karşılaştırılması Şekil 4.3'te verilmiştir. Deneysel sonuçların bu denklemlerle uyumlu olduğu ve ±%15 hata aralığında olduğu görülmüştür.

4.2 Kaynamalı Isı Transferi Deneyleri

4.2.1 Düz Borularda Kaynamada Isı Transferi Deneyleri

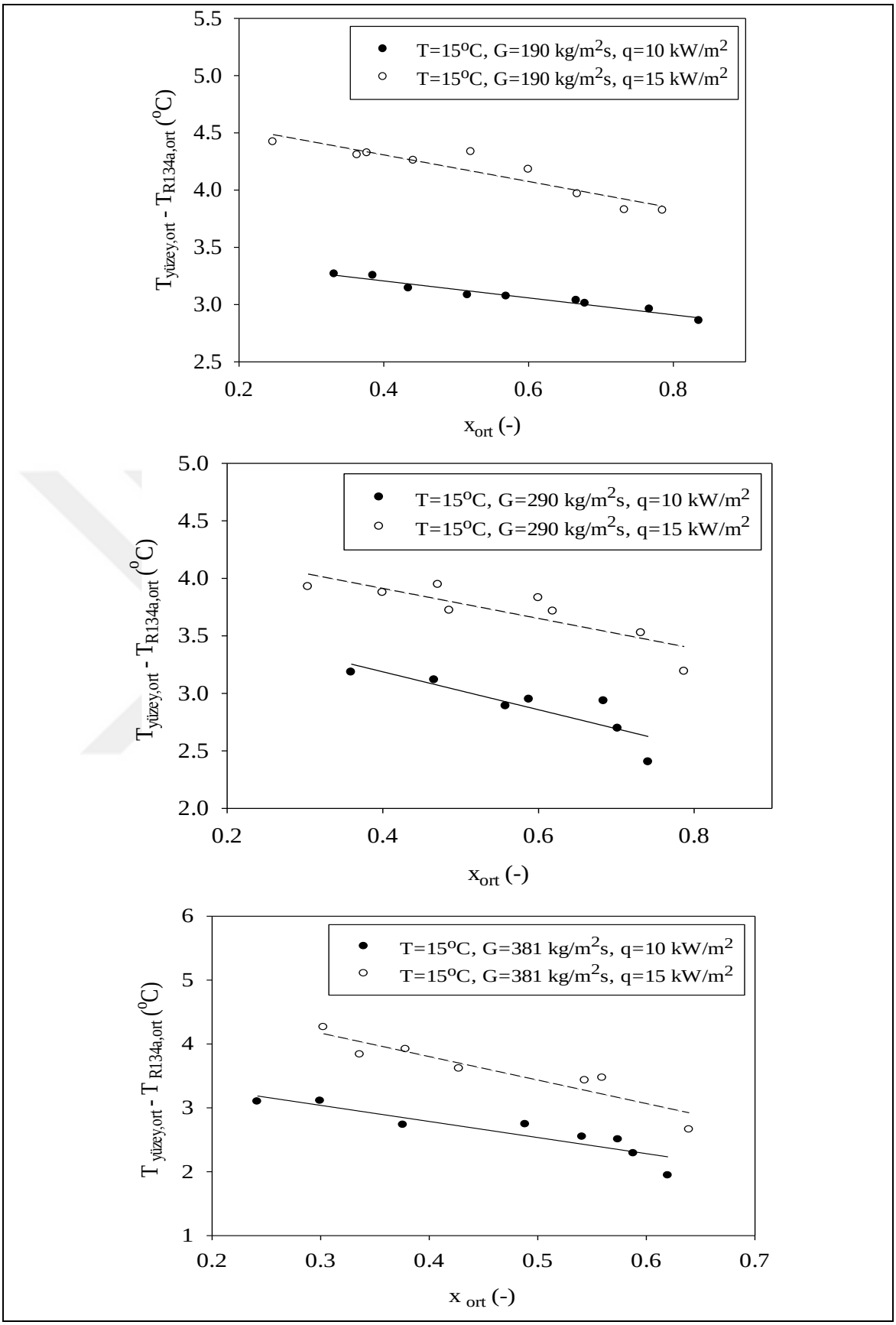
Düz boru ile sıvı R134a kullanılarak yapılan doğrulama çalışmasının ardından kaynama deneylerine geçilmiş olup düz boru ile yapılan deneylere ait çalışma şartları Çizelge 4.1'de verilmiştir. Deneylerde kütle kütlesel akının (G=190-381 kg/m^{2}s,) doyma sıcaklığının (T=15-22°C), ısı akısının (q"=10-15 kW/m^2) ve kuruluk derecesinin (x=0.24-0.86) kaynama ısı taşınım katsayısına etkisi araştırılmıştır.

4.2.1.1 Yüzey ve Akışkan Sıcaklık Farkının Değişimi

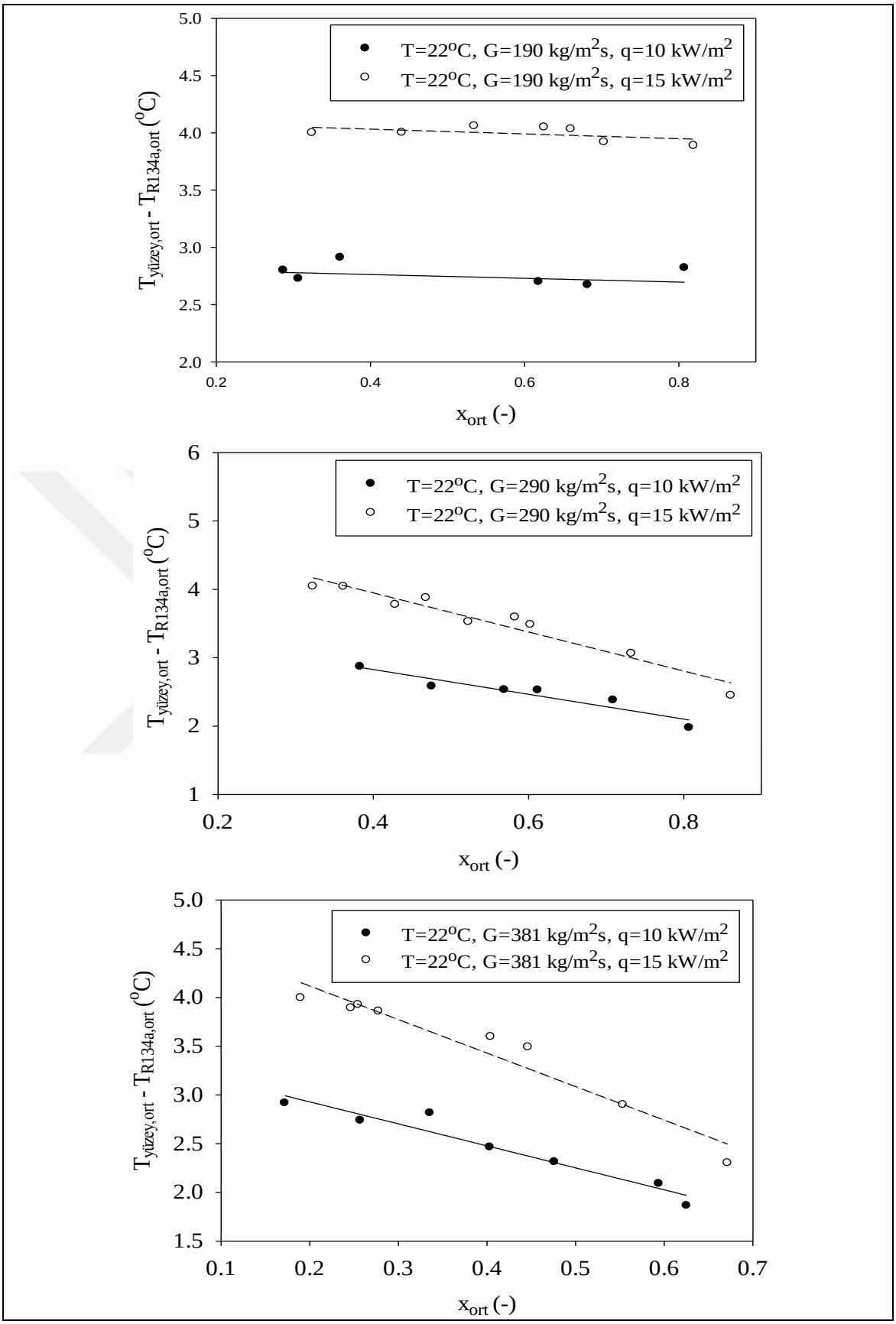
Soğutucu akışkan R134a ile yüzey arasındaki sıcaklık farkının kuruluk derecesi ile değişimi 15°C ve 22°C doyma sıcaklıkları için faklı kütlesel ve ısı akılar için sırasıyla Şekil 4.4 ve Şekil 4.5'te verilmiştir. Artan kuruluk derecesi ile akışkan ile yüzey arasındaki sıcaklık farkının azaldığı görülmüştür. Buna ek olarak, yüksek ısı akılarında yüksek olmakla birlikte artan kütlesel akılarla birlikte sıcaklık farkının giderek azaldığı görülmüştür. Soğutucu akışkan R134a ile yüzey arasındaki sıcaklık farkının kuruluk derecesi ile değişimi benzer trendler göstermekle birlikte artan ısı akılarında (q"=15kW/m^2) boru yüzeyinin daha fazla ısındığı bu sebeple sıcaklık farkının daha yüksek olduğu görülebilir.

Çizelge 4.1 Düz boru için deneysel çalışma şartları

T	G	q"	x
(^{o}C)	(kg/m^2s)	(kW/m^2)	(-)
15	190	10	0.33-0.84
15	190	15	0.25-0.79
15	290	10	0.36-0.75
15	290	15	0.30-0.79
15	381	10	0.24-0.62
15	381	15	0.30-0.64
22	190	10	0.29-0.81
22	190	15	0.32-0.82
22	290	10	0.30-0.80
22	290	15	0.32-0.86
22	381	10	0.17-0.63
22	381	15	0.18-0.67



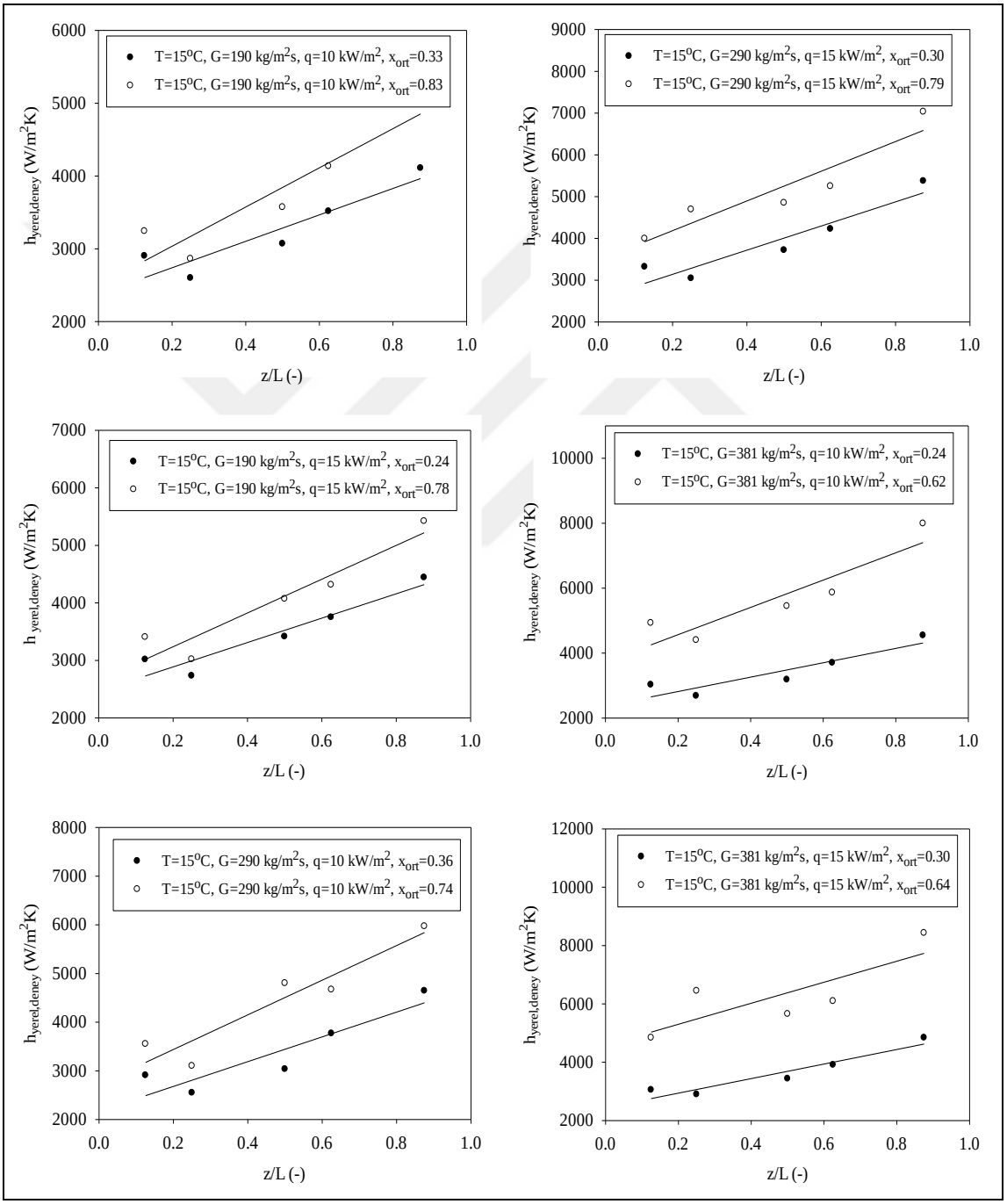
Şekil 4.4 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=15°C)



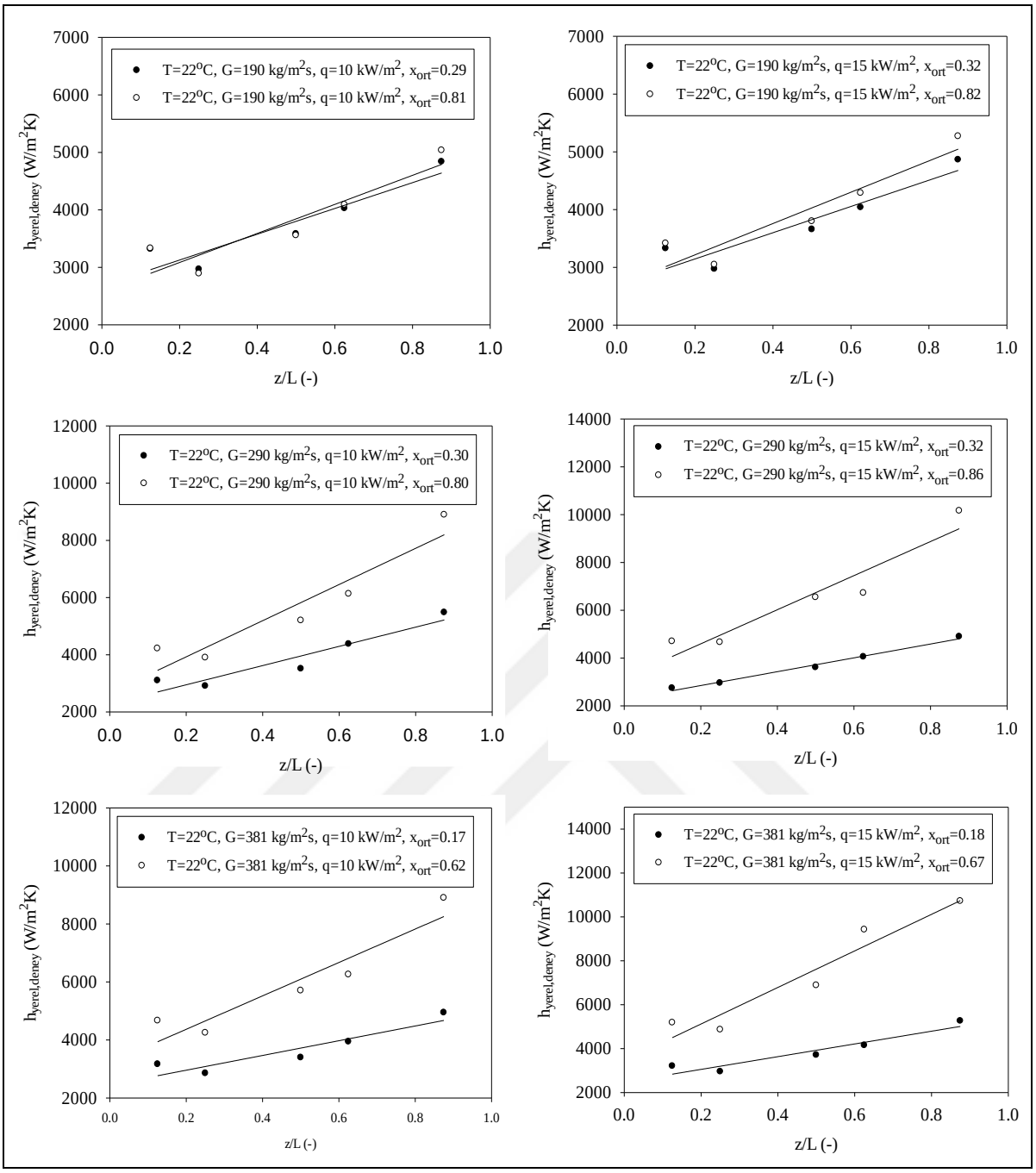
Şekil 4.5 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=22°C)

4.2.1.2 Yerel Isı Taşınım Katsayısının Kuruluk Derecesi İle Değişimi

Test bölgesi üzerinden 5 farklı noktadan 10 farklı ısıl çift ile ölçülen yüzey sıcaklıkları kullanılarak hesaplanan yerel ısı taşınım katsayısının boru boyunca değişimi T=15°C ve T=22°C doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.6 ve Şekil 4.7'de verilmiştir. Boru boyunca buharlaşan sıvı miktarındaki artış sonucundaki sıvı filmindeki azalma ve buhar fazındaki akışkanın hızındaki artış yerel taşınım katsayısının artmasına sebep olmuştur.



Şekil 4.6 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=15°C)

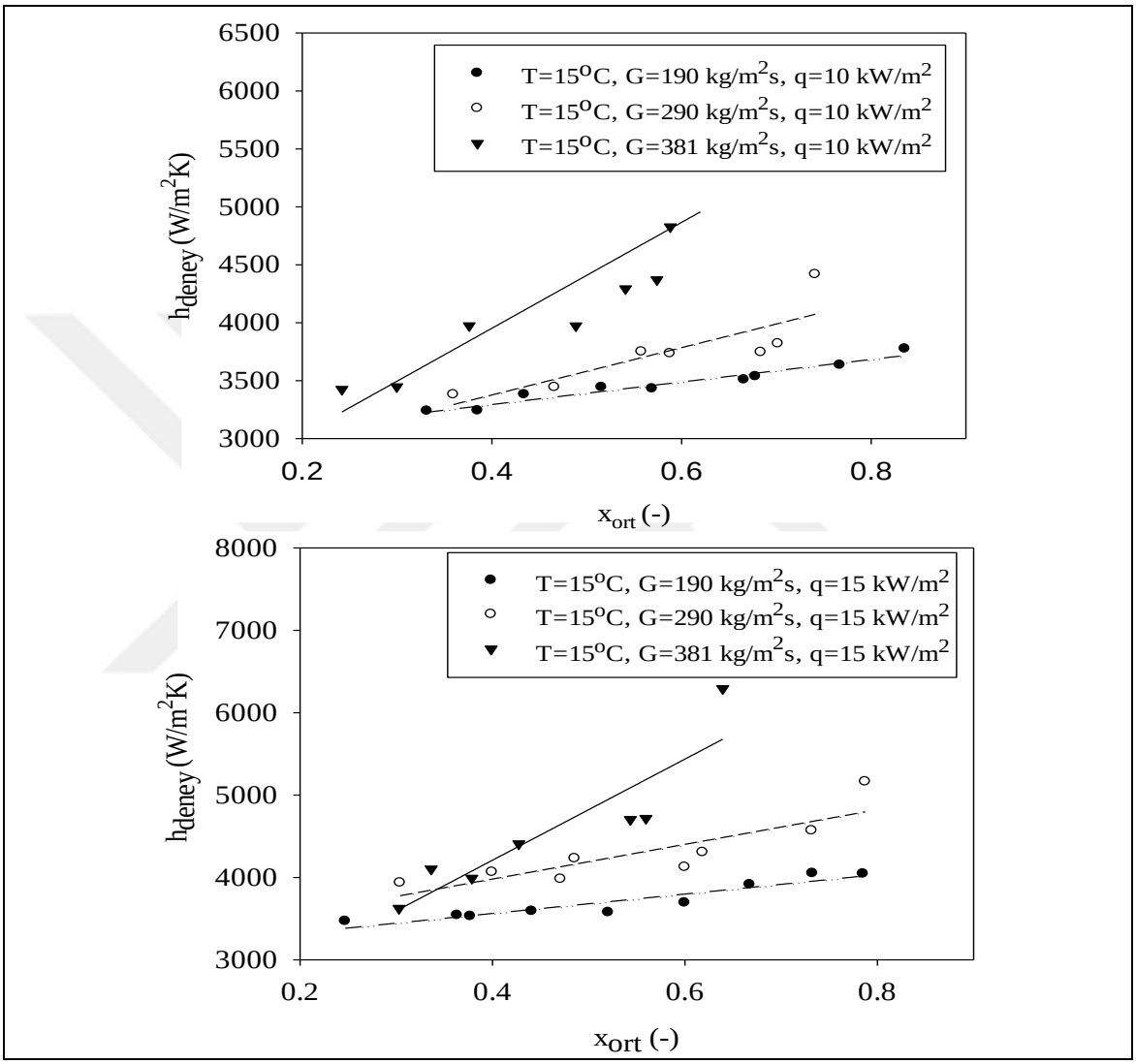


Şekil 4.7 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=22°C)

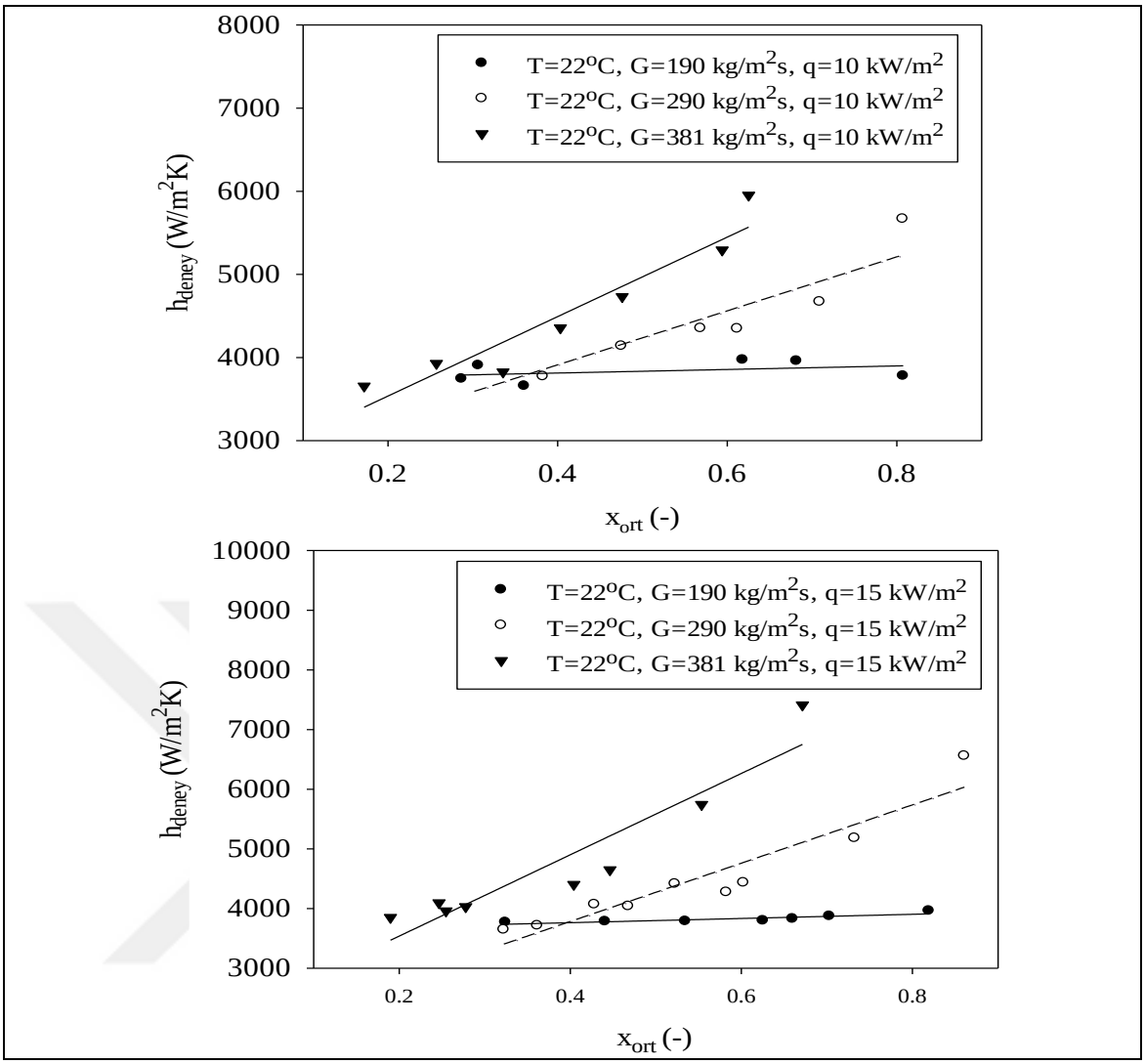
4.2.1.3 Kütlesel Akının Kaynama Isı Taşınım Katsayısına Etkisi

Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi T=15°C ve T=22°C doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.8 ve Şekil 4.9'de verilmiştir. Isı taşınım katsayısının her iki doyma sıcaklığı ve ısı akısı için de artan kütlesel akı ile arttığı görülmüştür. Buna ek olarak kütlesel akının 290 kg/m²s ve 381 kg/m²s olduğu deneylerde ısı taşınım katsayıları ortalama kuruluk derecesi ile artış gösterirken 190 kg/m²s kütlesel akı ile

yapılan deneylerde ısı taşınım katsayısı dikkat çekici bir artış göstermediği gözlemlenmiştir. Kütlesel akının 190 kg/m^{2}s olduğu deneylerde doyma sıcaklığının 15^{o}C iken az miktarda artış gösteren ısı taşınım katsayısı doyma sıcaklığı 22^{o}C olduğu durumda neredeyse hiç değişmemiştir. Bunun sebebi ise yüzeyde sıvı filminin iyice azalmasında dolayı yüzeyden yeterince ısı çekilememesidir.



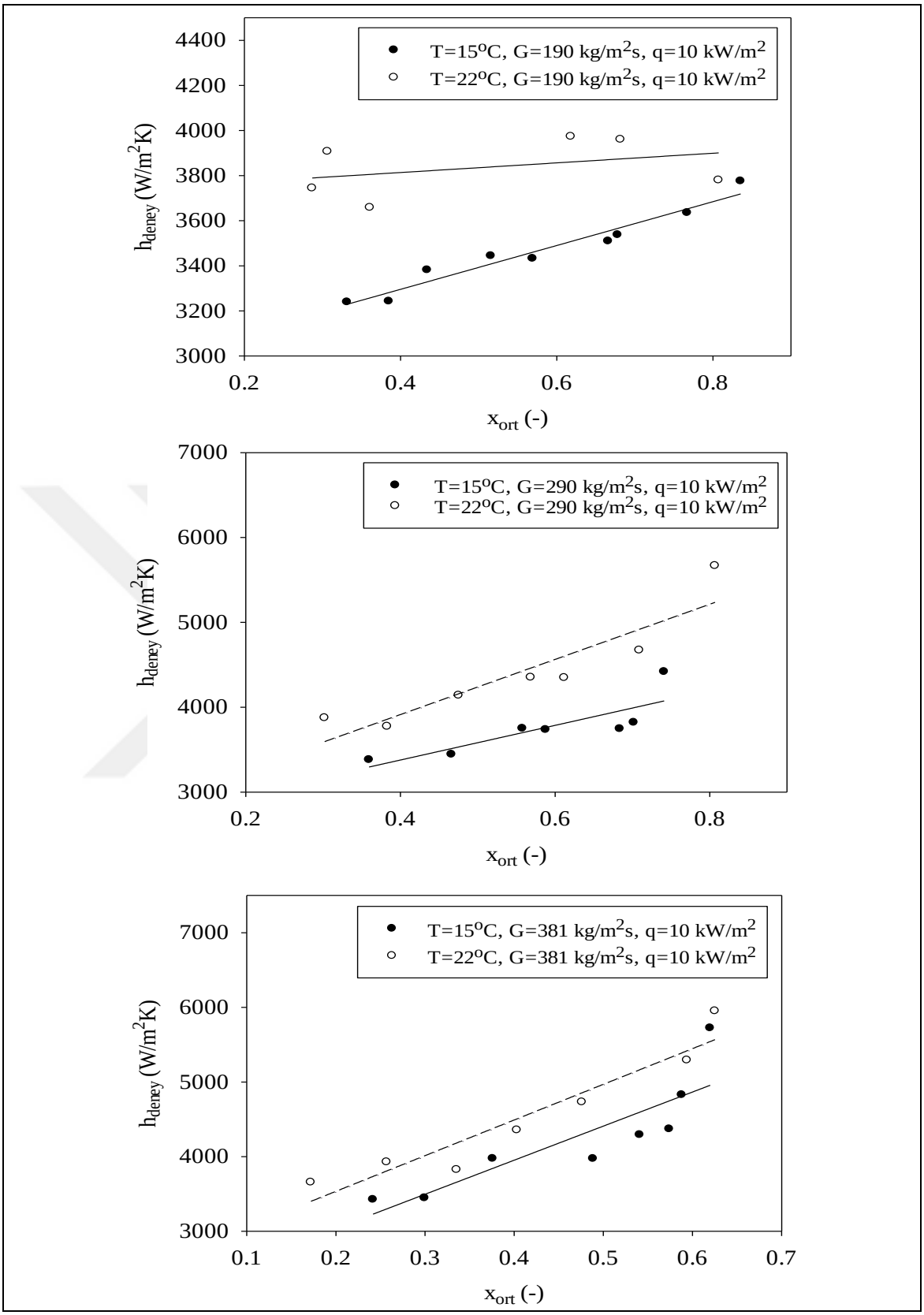
Şekil 4.8 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=15^{o}C)



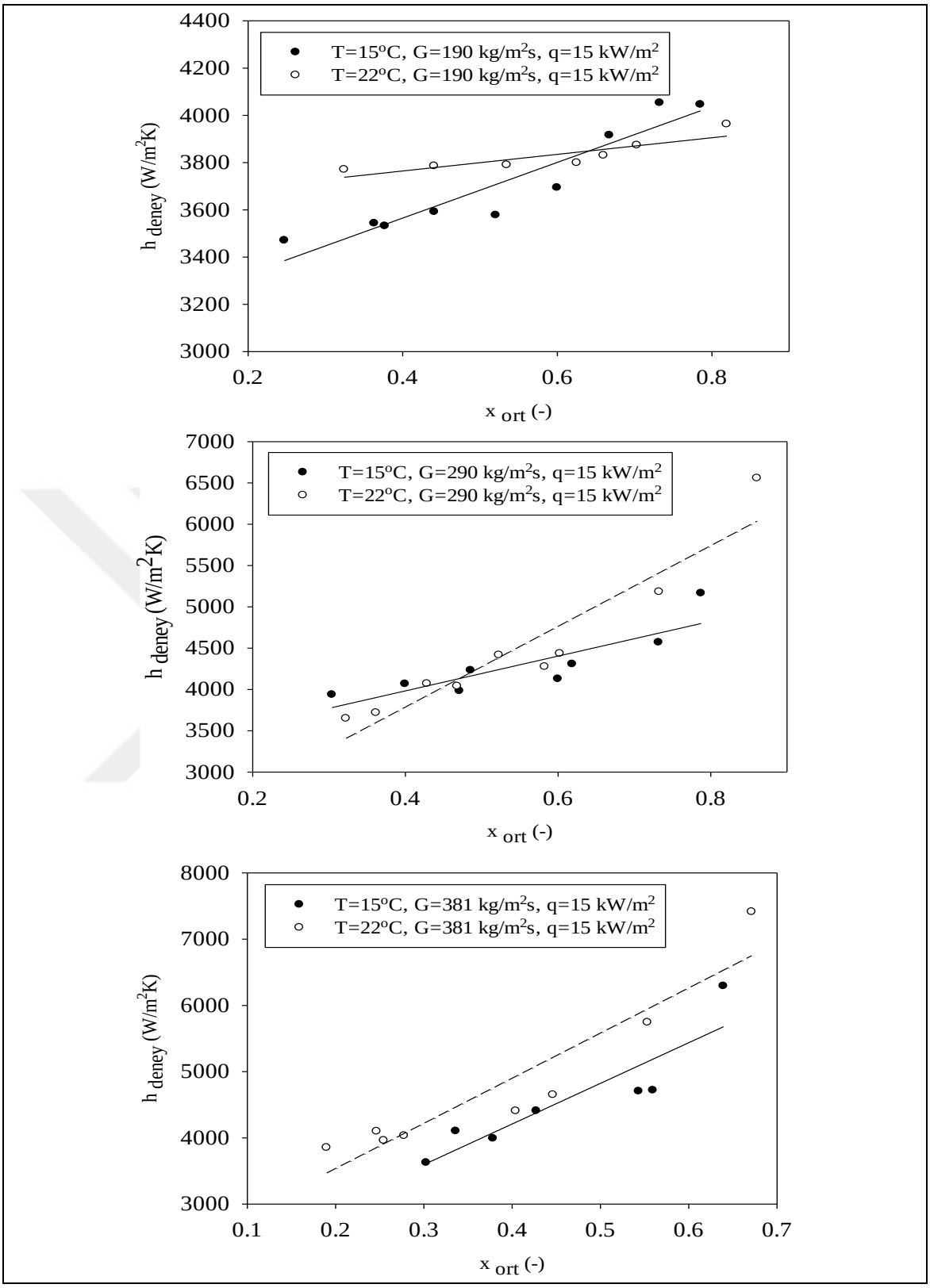
Şekil 4.9 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=22^{o}C)

4.2.1.4 Doyma Sıcaklığının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi

Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi q"=10 kW/m^2 ve q"=15 kW/m^2 ısı akıları için sırasıyla Şekil 4.10 ve Şekil 4.11'de verilmiştir. Isı taşınım katsayılarının artan doyma sıcaklığı ile arttığı görülmüş olup bunun sebebinin R134a soğutucu akışkanının değişen fiziksel özellikleri olduğu düşünülmüştür. Doyma sıcaklığının artması ile fiziksel özelliklerin değişimi Çizelge 4.2'de görülmekte olup yüzdesel olarak en yüksek değişimin gaz yoğunluğunda, sıvı/gaz yoğunluğunda ve indirgenmiş basınçta olduğu görülmektedir. Buna ek olarak, artan doyma sıcaklığı ile birlikte düşün buharlaşma gizli ısısı aynı deneysel şartlarda daha fazla akışkanın buharlaşmasına sebep olmakta ve bu durumunda ısı taşınım katsayısının artışının diğer bir nedeni olabileceği göz önüne alınmalıdır.



Şekil 4.10 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=10 kW/m^2)



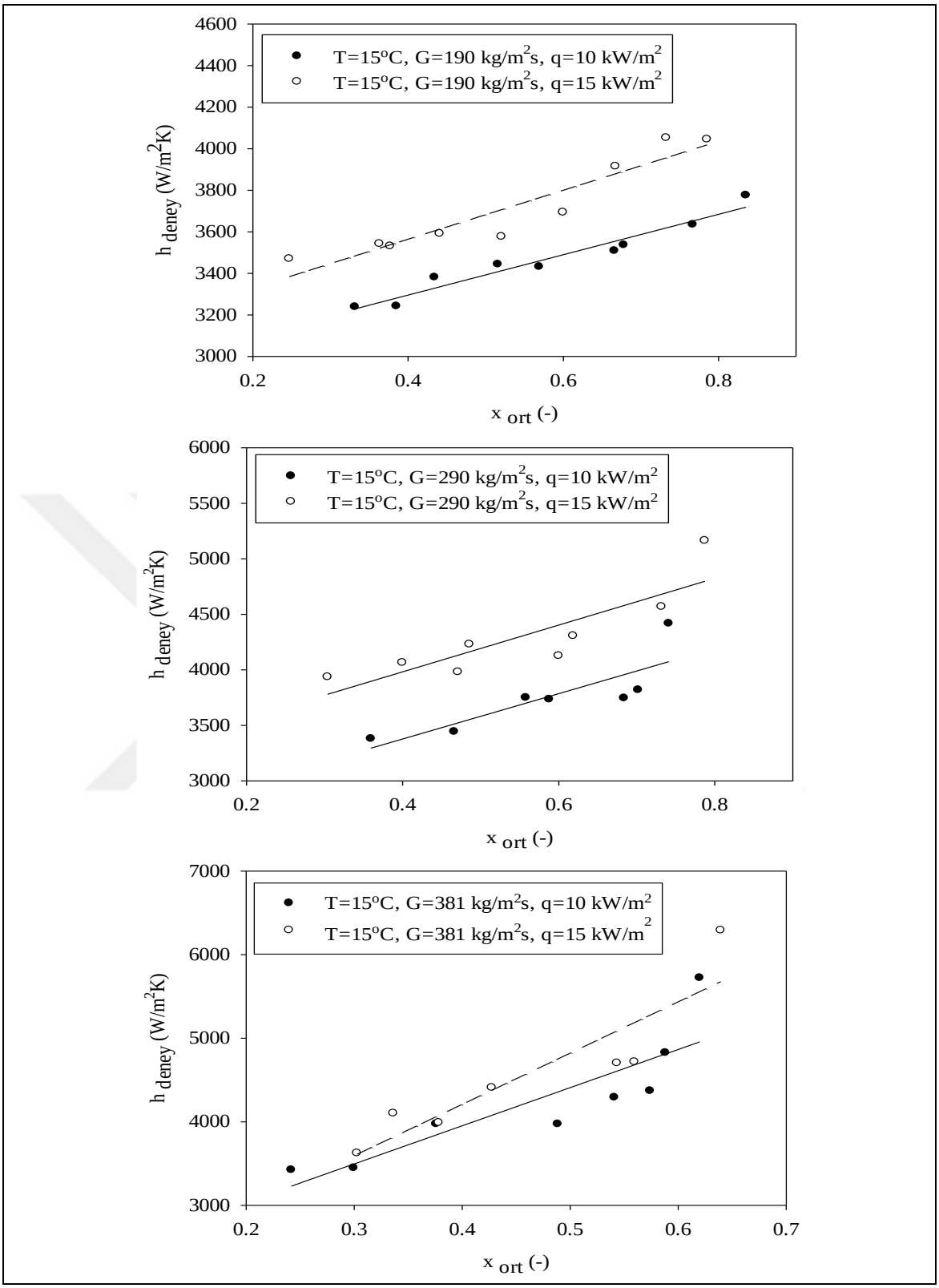
Şekil 4.11 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=15 kW/m^2)

Çizelge 4.2 R134a için fiziksel özelliklerin doyma sıcaklığı ile değişimi

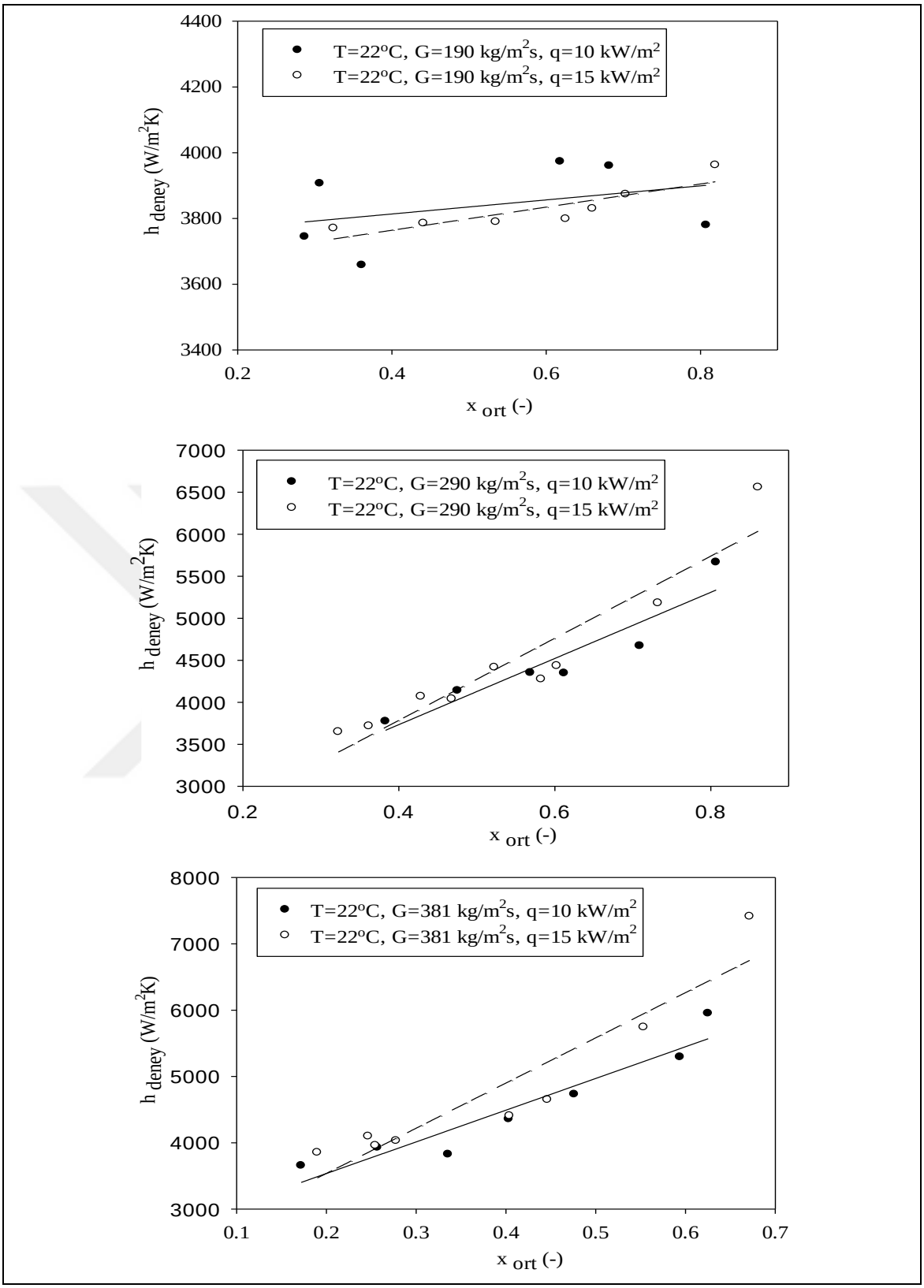
Fiziksel özellik	Birim	Değer	Değer	Mutlak Değişim (%)
Doyma sıcaklığı	^{o}C	15	22	46.7
Doyma basıncı	Pa	488696	608270	24.5
Gaz yoğunluğu	kg/m^3	23.78	29.56	**24.3**
Sıvı yoğunluk /gaz yoğunluk	(-)	52.3	41.2	**21.2**
İndirgenmiş basınç	Pa	8.30578	6.673023493	**19.7**
Sıvı viskozite /gaz viskozite	(-)	19	17	10.6
Yüzey gerilmesi	N/m	0.009359	0.008423	10.0
Sıvı ısıl iletkenlik/gaz ısıl iletkenlik	(-)	6.5	5.9	8.4
Sıvı viskozitesi	kg/ms	0.00022	0.0002017	8.3
Gaz ısıl iletkenliği	W/mK	0.01357	0.01426	5.1
Gaz özgül ısısı	kJ/kgK	0.9722	1.013	4.2
Sıvı ısıl iletkenliği	W/mK	0.08795	0.08467	3.7
Buharlaşma gizli ısısı	kJ/kg	186.6	180.5	3.3
Gaz viskositesi	kg/ms	0.00001153	0.00001183	2.6
Sıvı yoğunluğu	kg/m^3	1243	1218	2.0
Sıvı özgül ısısı	kJ/kgK	1.387	1.413	1.9

4.2.1.5 Isı Akısının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi

Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.12 ve Şekil 4.13'de verilmiştir. Artan ısı akısı ile buharlaşma miktarı ve buna bağlı olarak akışkan hızı artmıştır. Bu iki parametredeki artış ısı taşınım katsayısındaki artışa sebep olmuştur.



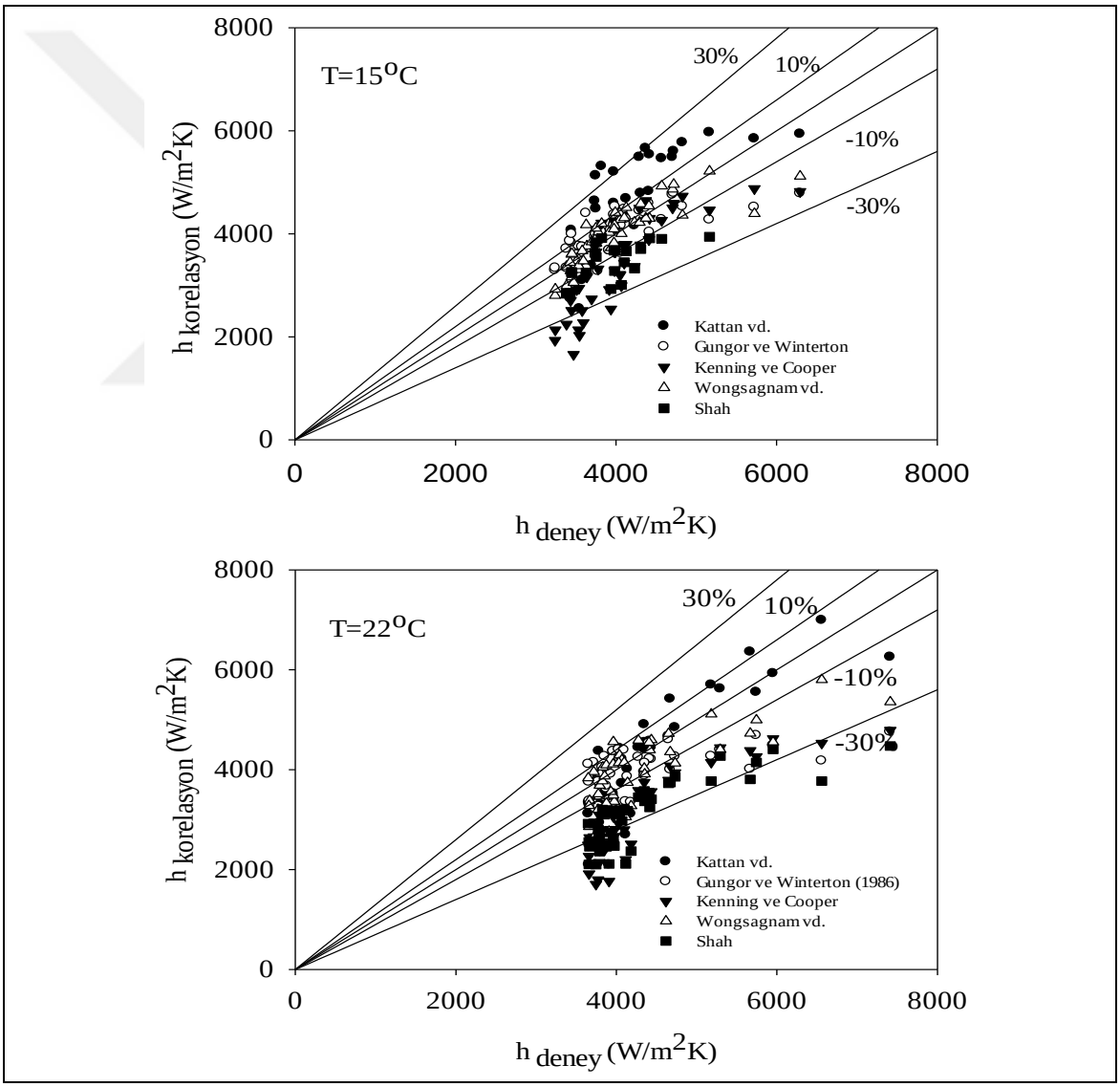
Şekil 4.12 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=15°C)



Şekil 4.13 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=22ºC)

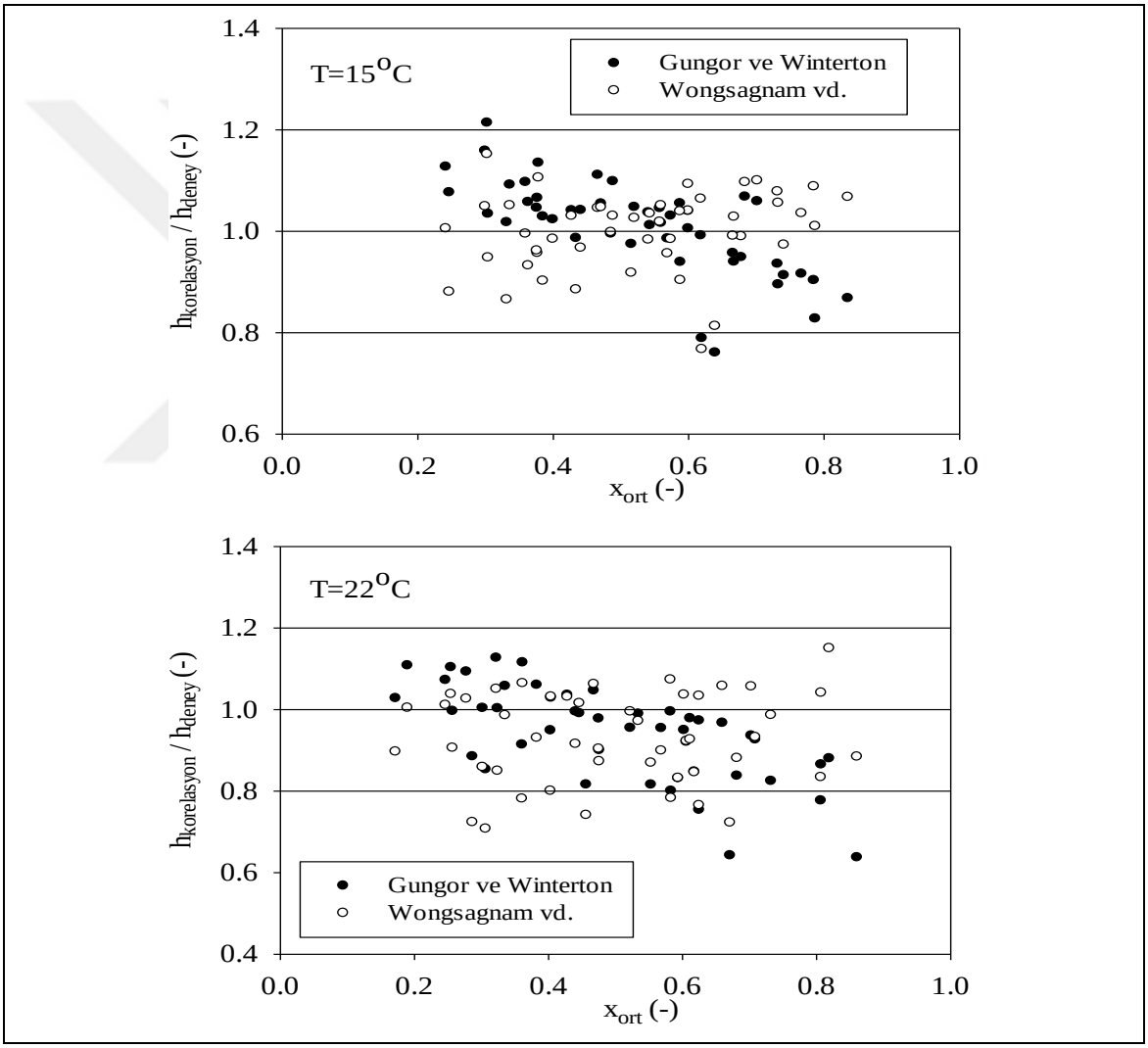
4.2.1.6 Deneysel Sonuçların Literatürdeki Korelasyonların Sonuçları İle Karşılaştırılması

Literatürde kaynama ısı taşınım katsayısının tahmininde kullanılan korelasyonlar Engineering Equation Solver Programı [87] kullanılarak hesaplanmış olup deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmıştır. Kattan vd. [65], Gungor ve Winterton [66], Kenning ve Cooper [67], Wongsangam vd.[64] ve Shah [68] korelasyonları deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmış olup ortalama mutlak hatalar sırasıyla %14, %9 %22, %8 ve %20 olarak hesaplanmıştır. Isı taşınım katsayısına ait deneysel sonuçların literatürdeki korelasyonların sonuçları ile karşılaştırılması T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için Şekil 4.14'te verilmiştir.



Şekil 4.14 Isı taşınım katsayısına ait deneysel sonuçların literatürdeki korelasyonların sonuçları ile karşılaştırılması a)T=15ºC, b) T=22ºC

Şekilden göre görülebileceği üzere Gungor ve Winterton [66] ve Wongsangam vd. [64] korelasyonları başarılı tahminler gerçekleştirebilirken diğer korelasyonlar daha yüksek hata değerlerine sahiptirler. Bunun sebebi olarak kullanılan korelasyon geliştirirken kullanılan akışkan tipi, çalışma aralığı (doyma sıcaklığı, ısı akısı, kütlesel akı, kuruluk derecesi) vb. nedenler gösterilebilir. Gungor ve Winterton [66] ve Wongsangam vd. [64] korelasyonları için taşınım katsayısına ait hata oranları T=15oC ve T=22oC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.15'te verilmiştir. Şekilde de ısı taşınım katsayısı için korelasyon tahmin sonucu/deneysel sonucu oranı kuruluk derecesinin fonksiyonu olarak verilmiş olup bu oranın 0.8 ile 1.2 arasında değiştiği görülmektedir.



Şekil 4.15 Deneysel ısı taşınım katsayısına ait hata oranları

4.2.2 Mikrokanatlı Boruda Kaynamada Isı Transferi Deneyleri

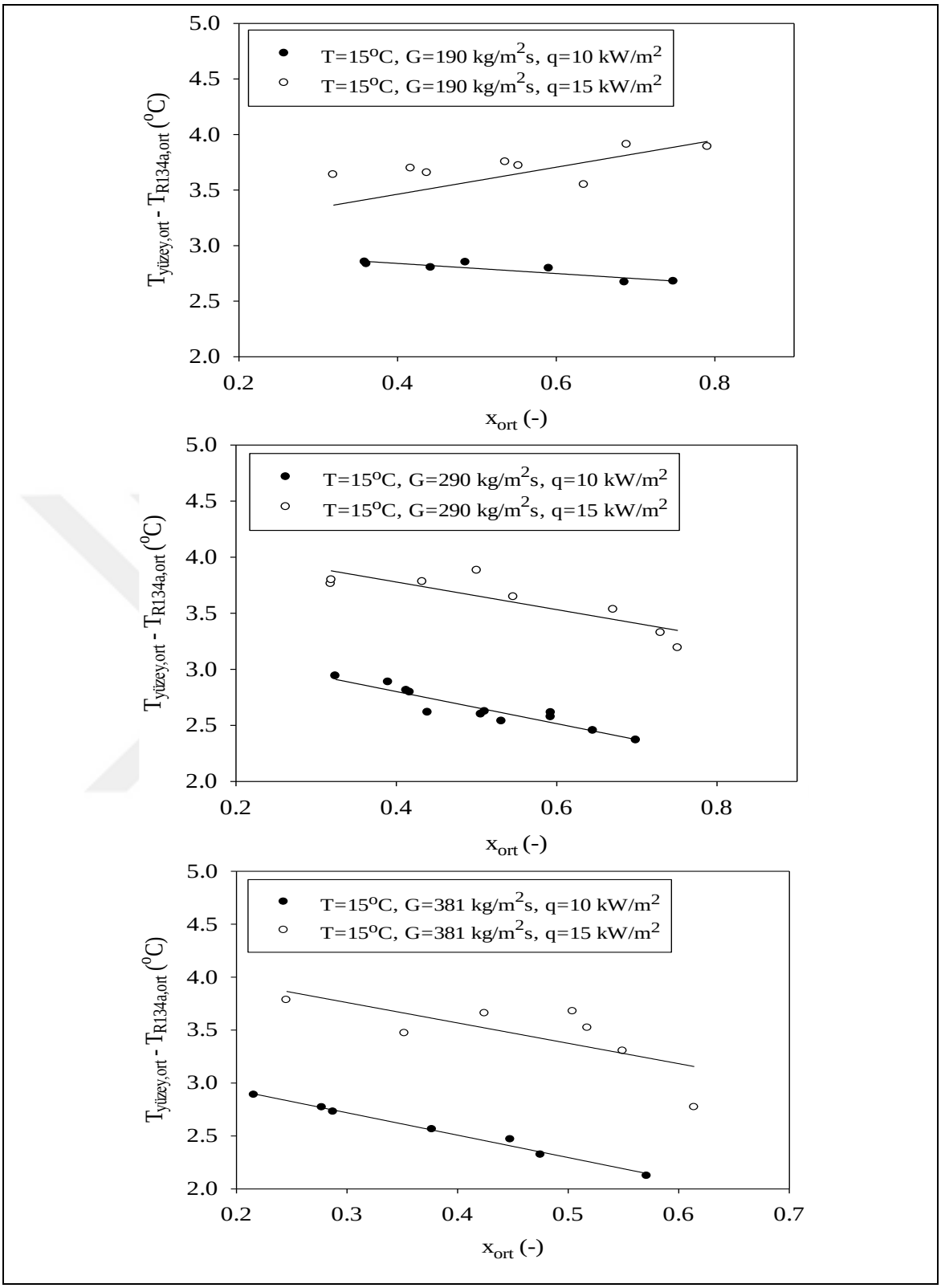
Düz boru yapılan kaynama deneylerinin ardından mikrokanatlı boru ile kaynama deneylerine geçilmiş olup yapılan deneylere ait çalışma şartları Çizelge 4.3'de verilmiştir. Aynı şartlarda yapılan deneylerde düz boruda olduğu gibi kütlesel akının (G=190-381 kg/m^{2}s,) doyma sıcaklığının (T=15-22°C), ısı akısının (q"=10-15 kW/m^2) ve kuruluk derecesinin (x=0.22-0.79) kaynama ısı taşınım katsayısına etkisi araştırılmıştır.

Çizelge 4.3 Mikrokanatlı boru için deneysel çalışma şartları

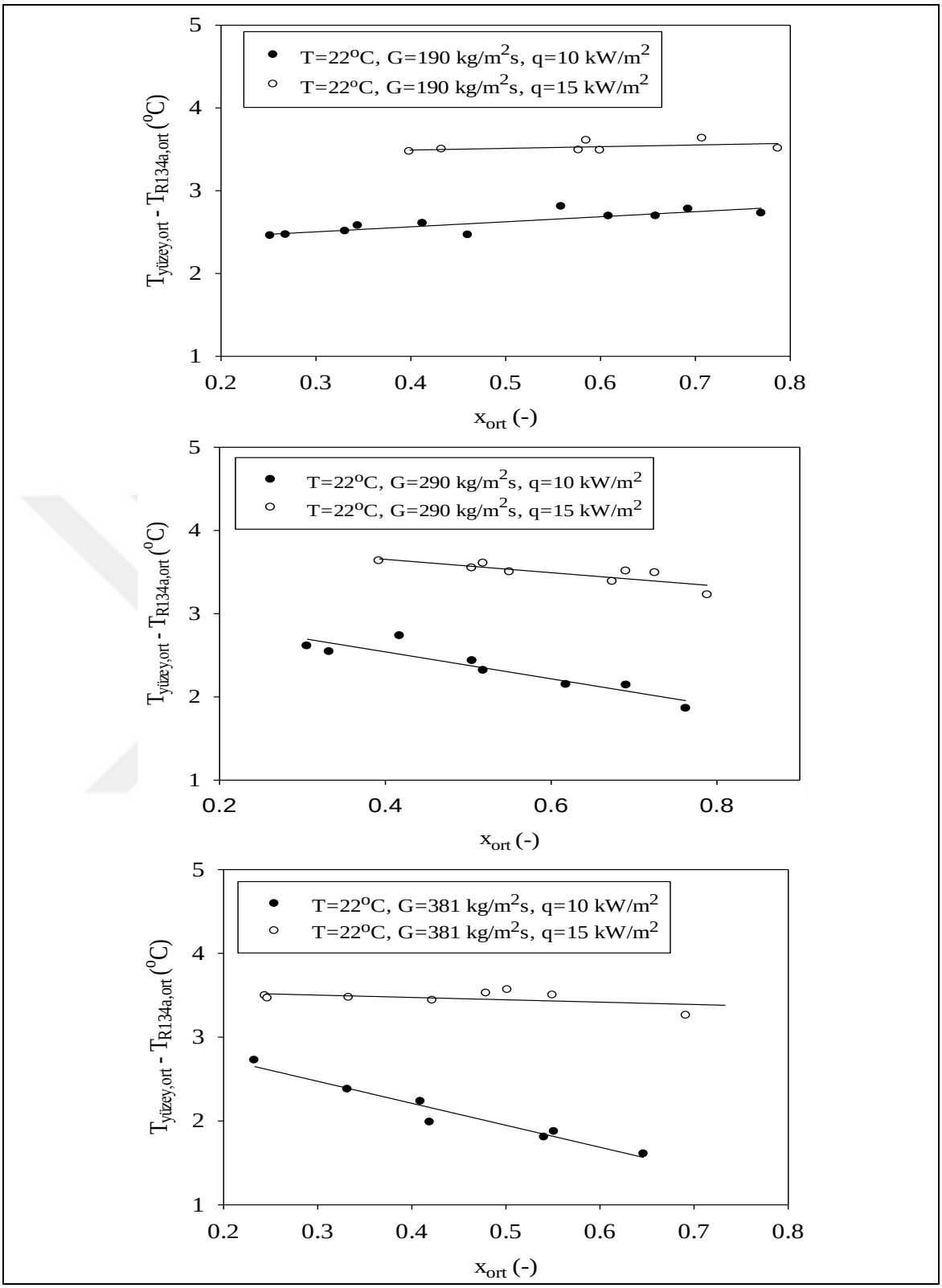
T	G	q"	x
(^{o}C)	(kg/m^{2}s)	(kW/m^2)	(-)
15	190	10	0.36-0.75
15	190	15	0.32-0.79
15	290	10	0.32-0.70
15	290	15	0.32-0.73
15	381	10	0.22-0.57
15	381	15	0.25-0.61
22	190	10	0.25-0.77
22	190	15	0.30-0.79
22	290	10	0.31-0.76
22	290	15	0.39-0.73
22	381	10	0.23-0.65
22	381	15	0.24-0.73

4.2.2.1 Yüzey ve Akışkan Sıcaklık Farkının Değişimi

Akışkan ile yüzey arasındaki sıcaklık farkının kuruluk derecesi ile değişimi 15^{o}C ve 22^{o}C doyma sıcaklıkları için faklı kütlesel ve ısı akılar için sırasıyla Şekil 4.16 ve Şekil 4.17'de verilmiştir. Düz borudakine benzer şekilde, artan kuruluk derecesi ile akışkan ile yüzey arasındaki sıcaklık farkının azaldığı görülmüştür. Buna ek olarak, yüksek ısı akılarında yüksek olmakla birlikte artan kütlesel akılarla sıcaklık farkının giderek azaldığı görülmüştür.



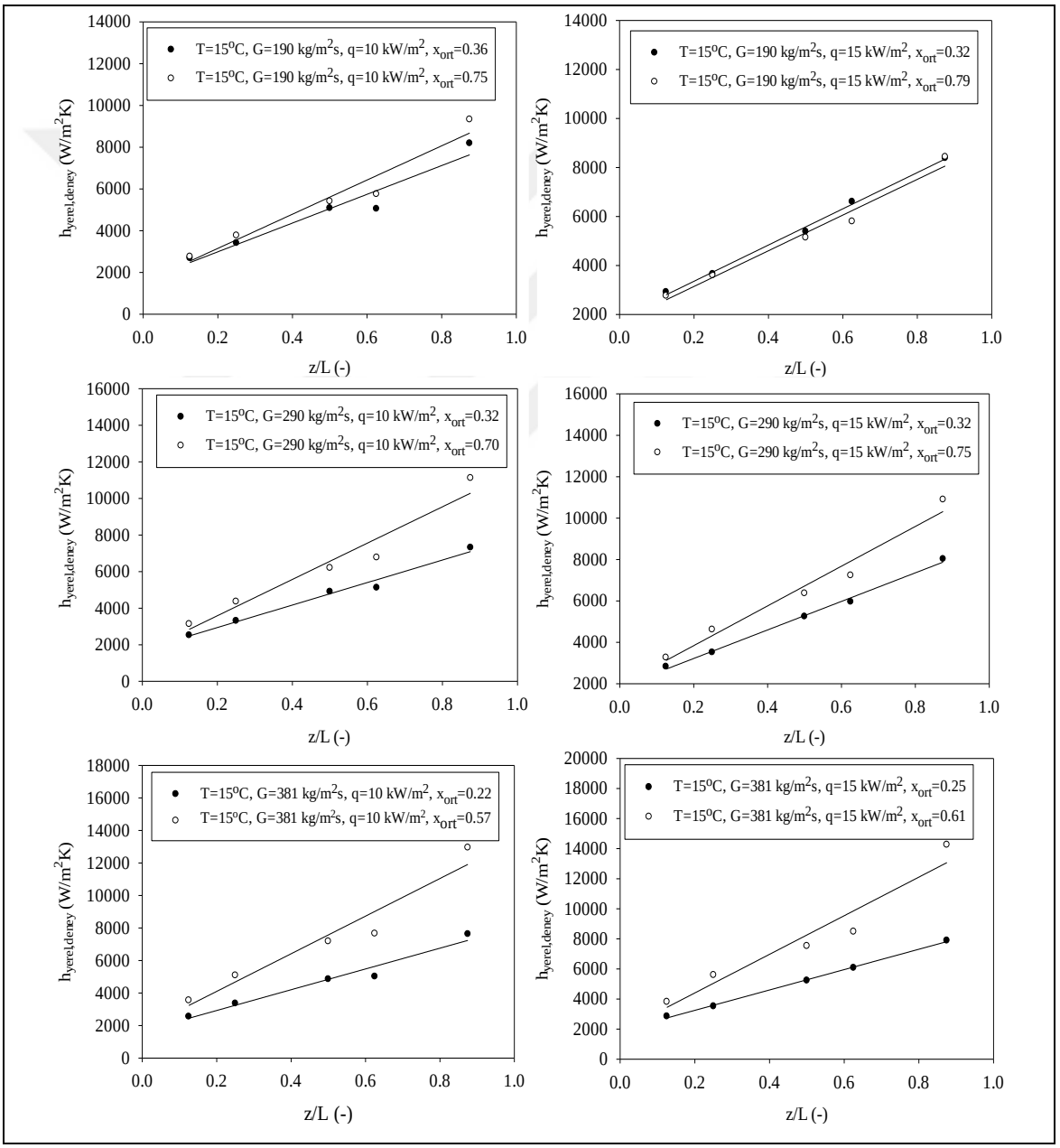
Şekil 4.16 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının değişimi (T=15°C)



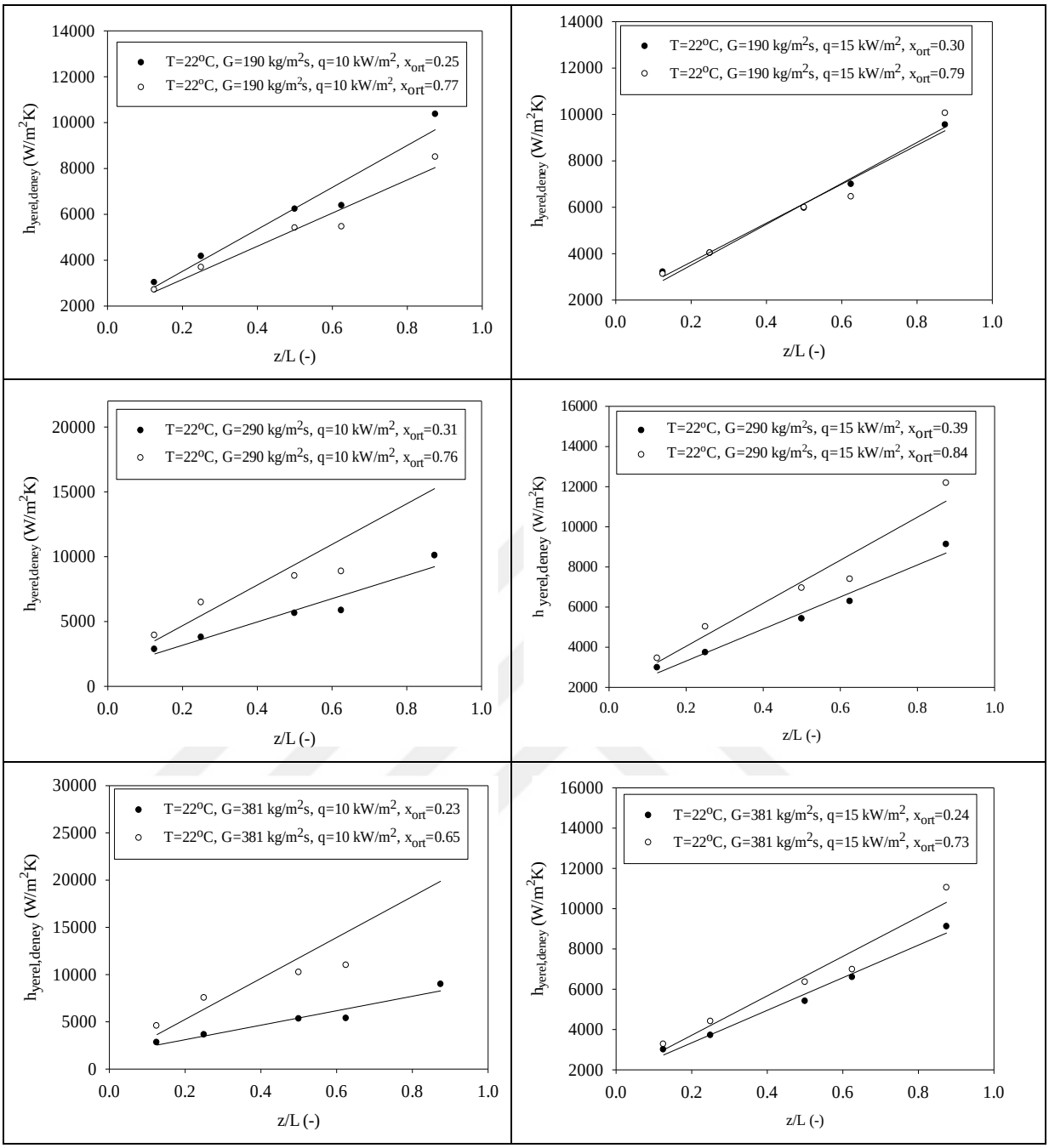
Şekil 4.17 Yüzey ve akışkan sıcaklık farkının değişimi (T=22°C)

4.2.2.2 Yerel Isı Taşınım Katsayısının Boru Boyunca Değişimi

Test bölgesi üzerinden 5 farklı noktadan ölçülen yüzey sıcaklıkları kullanılarak hesaplanan yerel ısı taşınım katsayısının boru boyunca değişimi T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.18 ve Şekil 4.19'de verilmiştir. Boru boyunca buharlaşan sıvı miktarındaki artış sonucunda sıvı filmindeki azalma ve buhar fazındaki akışkanın hızındaki değişim yerel taşınım katsayısının boru boyunca artmasına sebep olmuştur. Boru boyunca ısı taşınım katsayısındaki artışın artan kütlesel akı ile daha dikkat çekici hale geldiği görülmektedir. Bu durum kütlesel akıdaki artışın yanı helisel



Şekil 4.18 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=15ºC)



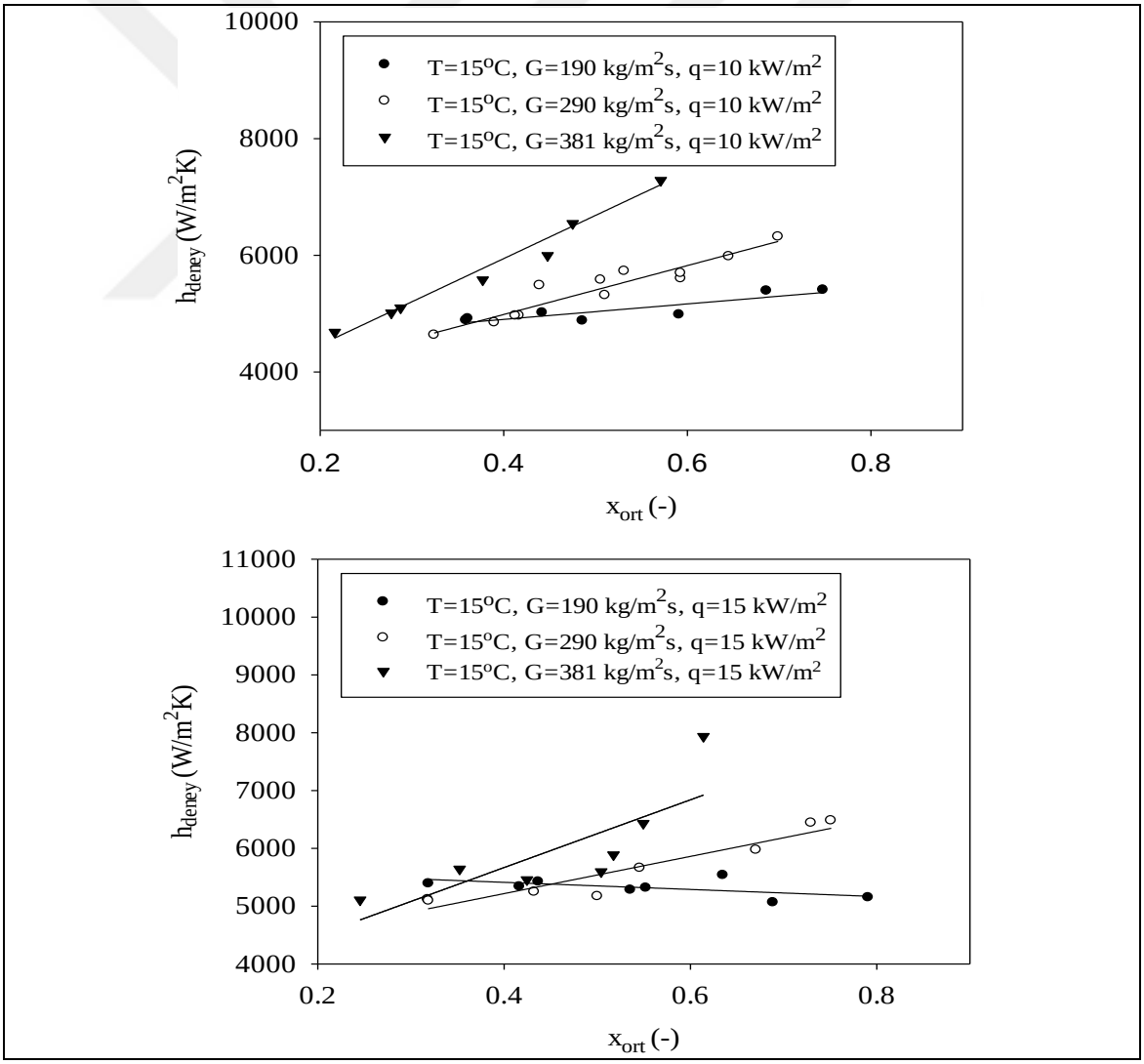
Şekil 4.19 Yerel ısı taşınım katsayılarının ortalama kuruluk derecesi ile değişimi (T=22ºC)

yapıdaki mikrokanatların sıvı filmindeki meydana getirdiği düşünülen türbülans ile de açıklanabilir.

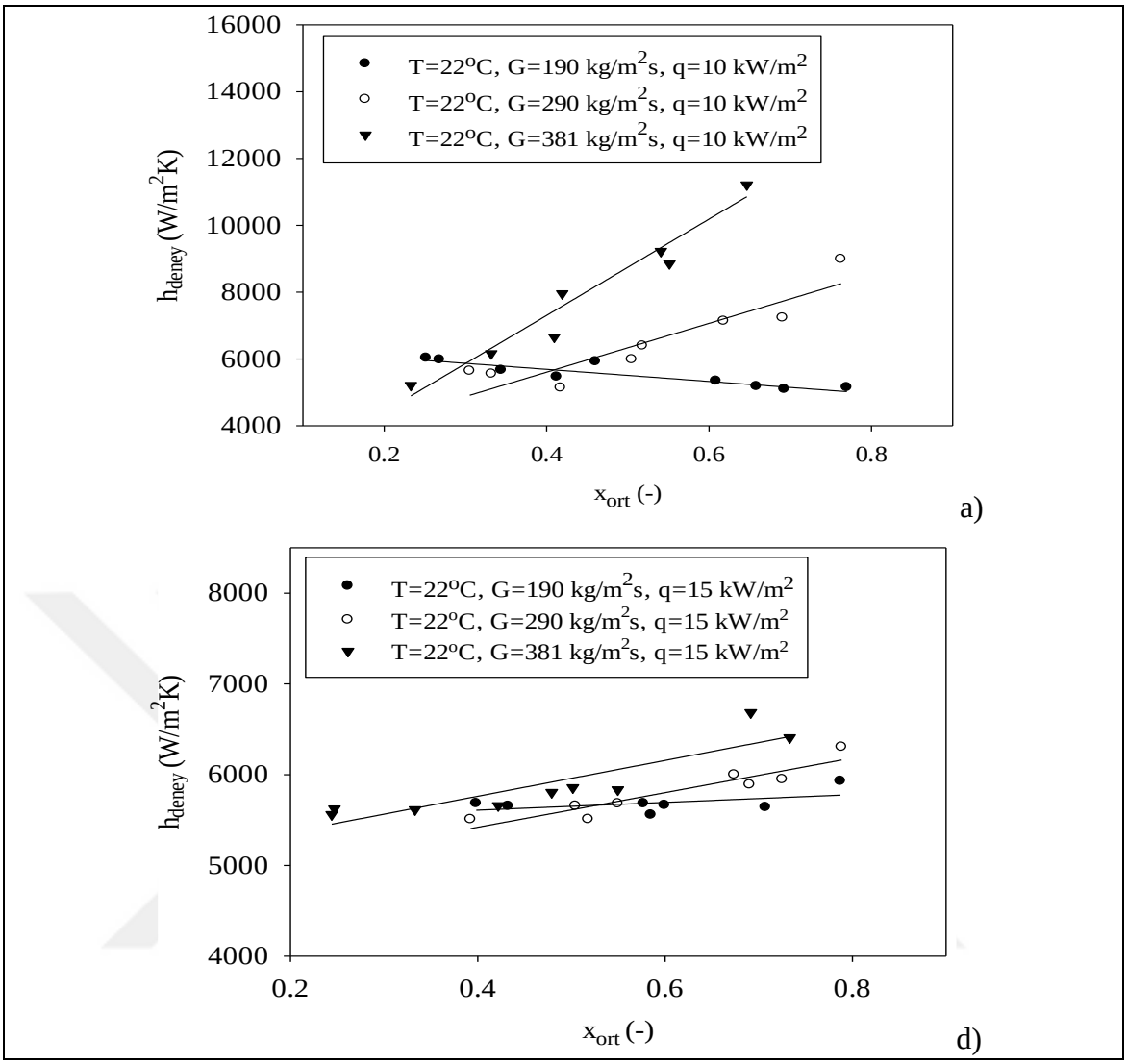
4.2.2.3 Kütlesel Akının Kaynama Isı Taşınım Katsayısına Etkisi

Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.20 ve Şekil 4.21'de verilmiştir. Isı taşınım katsayısının

her iki doyma sıcaklığı ve ısı akısı için de artan kütlesel akı ile arttığı görülmüştür. Buna ek olarak, kütlesel akının 290 kg/m^{2}s ve 381 kg/m^{2}s olduğu deneylerde ısı taşınım katsayının ortalama kuruluk derecesi ile artış gösterdiği ancak 190 kg/m^{2}s kütlesel akı ile yapılan deneylerde ısı taşınım katsayısının dikkat çekici bir artış göstermediği hatta az da olsa düşüş gösterdiği gözlemlenmiştir. Kütlesel akının 190 kg/m^{2}s olduğu deneylerde (doyma sıcaklığının 15^{o}C iken) q"=10 kW/m^2 ısı akısında çok az artış gösteren ısı taşınım katsayısı q"=15 kW/m^2 ısı akısında ise az da olsa düşüş göstermiştir. Kütlesel akının 190 kg/m^{2}s olduğu deneylerde (doyma sıcaklığının 22^{o}C iken) q"=10 kW/m^2 ısı akısında düşüş gösteren ısı taşınım katsayısı q"=15 kW/m^2 ısı akısında ise az da olsa artış göstermiştir. Düşük kütlesel akılarda görülen ısı taşınım katsayısındaki sabit kalma ve düşüş yüzeyde sıvı filminin iyice azalmasına bağlı olrak yüzeyden yeterince ısı çekilememesi sebebiyle yüzey sıcaklığının sabit kalması ve/veya



Şekil 4.20 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=15^{o}C)

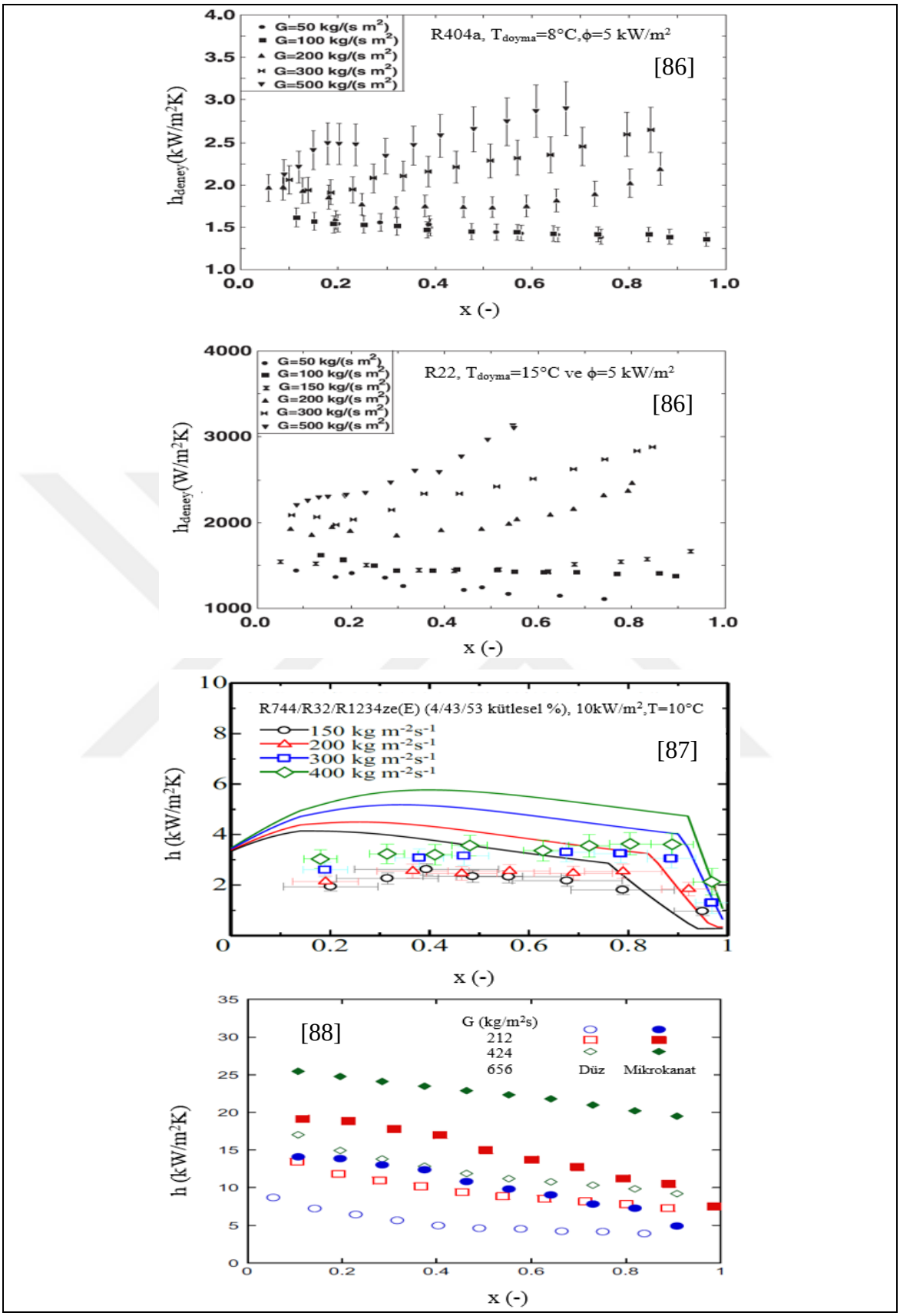


Şekil 4.21 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi (T=22ºC)

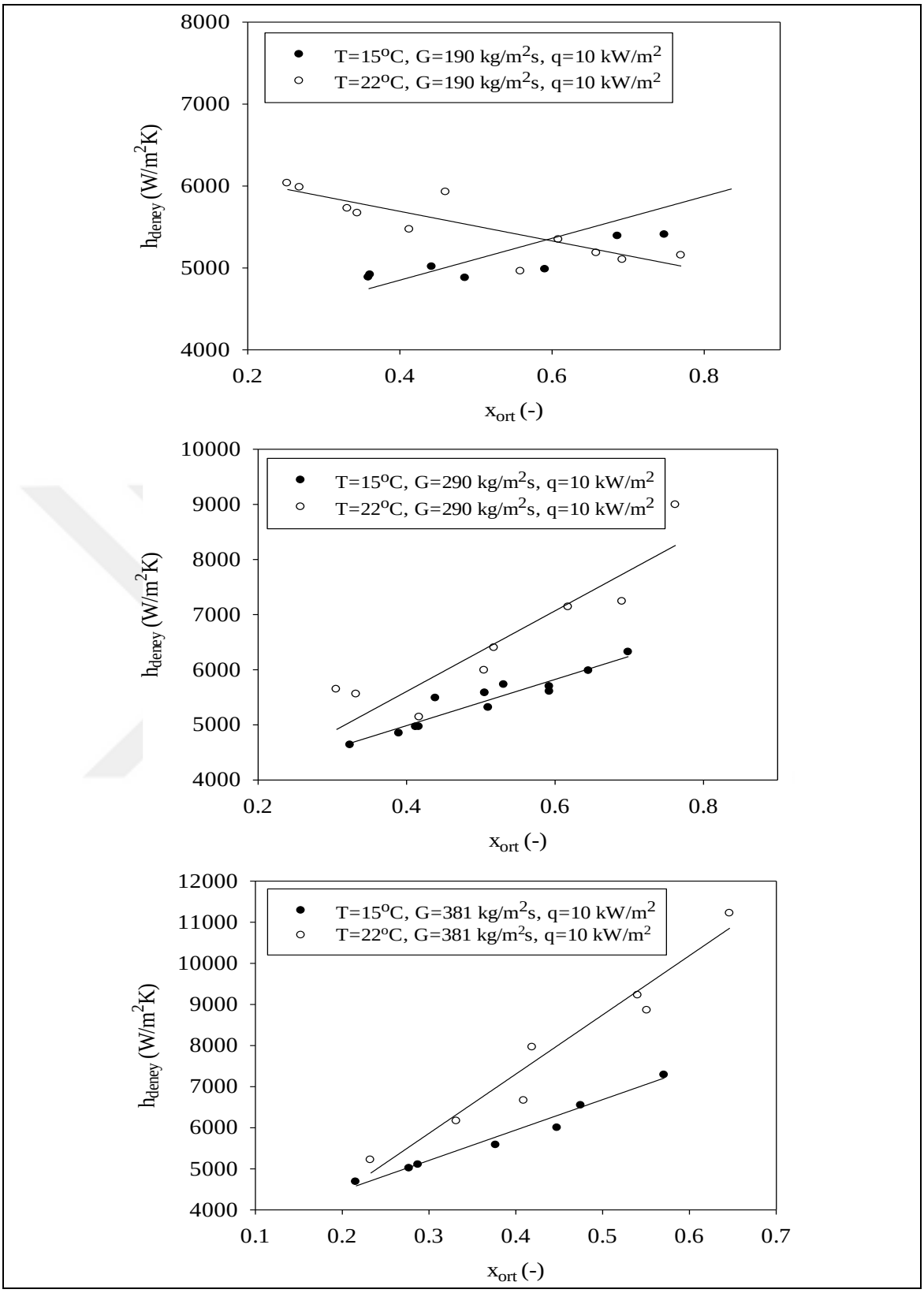
artmasıyla açıklanabilir. Buna benzer durumlar literatürde başka araştırmacılar Jabardo vd. [88], Kondou vd. [89], Cho ve Kim [90] tarafından da farklı akışkanlar için gözlenmiş olup sırasıyla Şekil 4.22'de verilmişitir.

4.2.2.4 Doyma Sıcaklığının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi

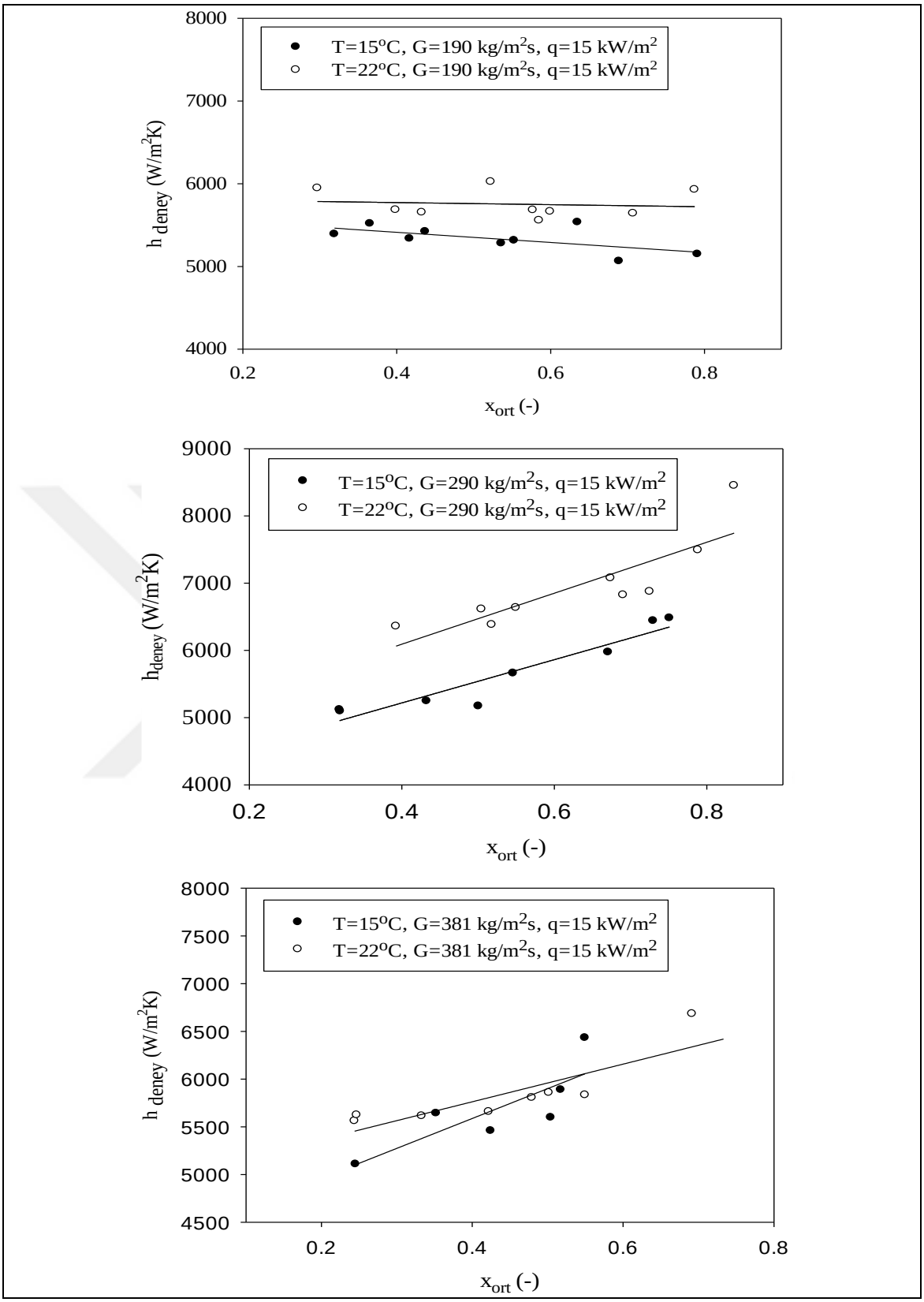
Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi q"=10 kW/m^2 ve q"=15 kW/m^2 ısı akıları için sırasıyla Şekil 4.23 ve Şekil 4.24'te verilmiştir. Isı taşınım katsayılarının artan doyma sıcaklığı ile arttığı görülmüş olup bunun sebebinin değişen fiziksel özellikler olduğu düşünülmüştür. Doyma sıcaklığının artması ile fiziksel özelliklerin değişimi Çizelge 4.2'de görülmekte olup yüzdesel olarak en yüksek değişimin gaz yoğunluğunda, sıvı/gaz yoğunluğunda ve indirgenmiş basınçta olduğu görülmektedir.



Şekil 4. 22 Kaynama ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ile değişimi [86], [87], [88]



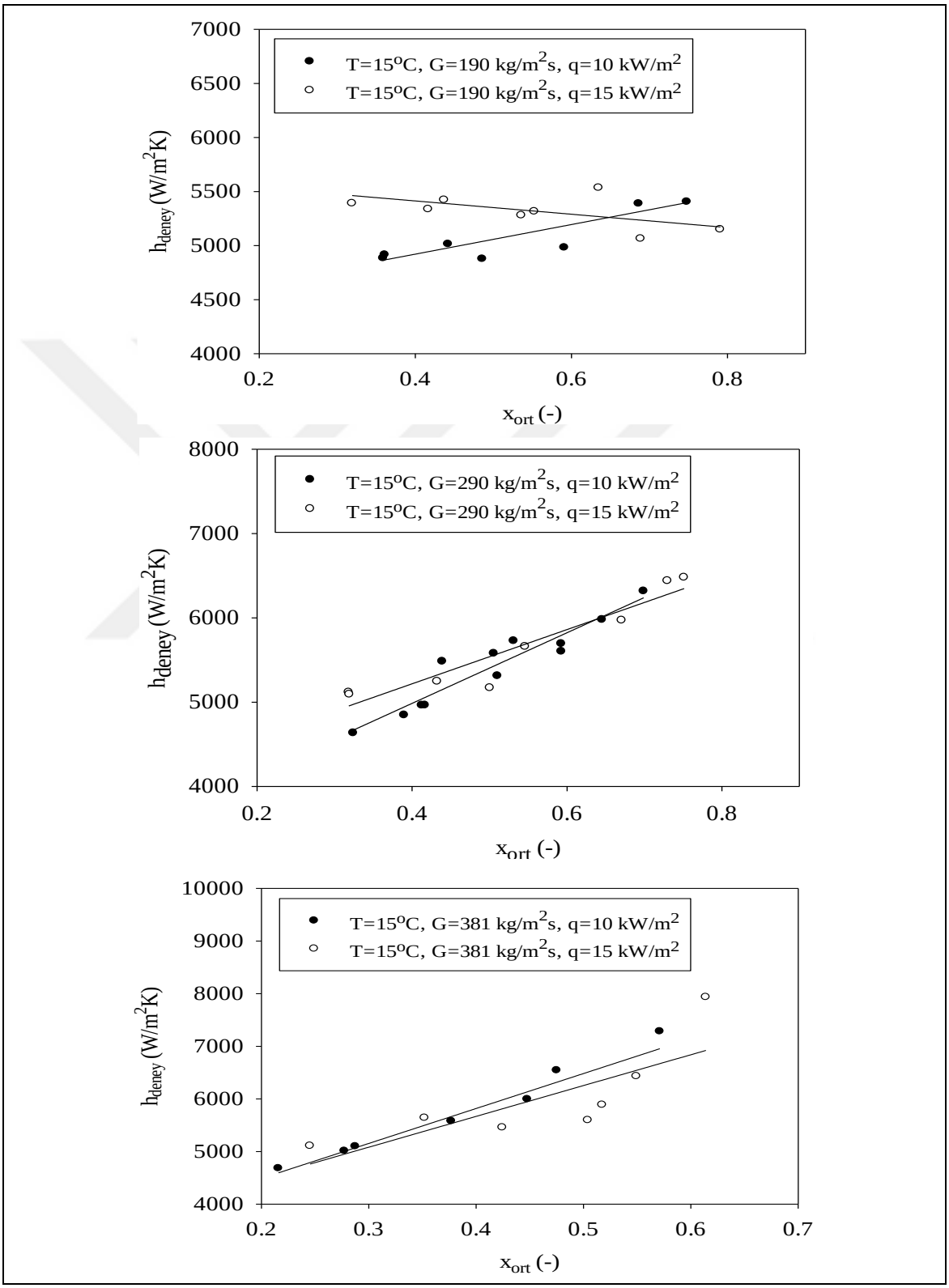
Şekil 4.23 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=10 kW/m^2)



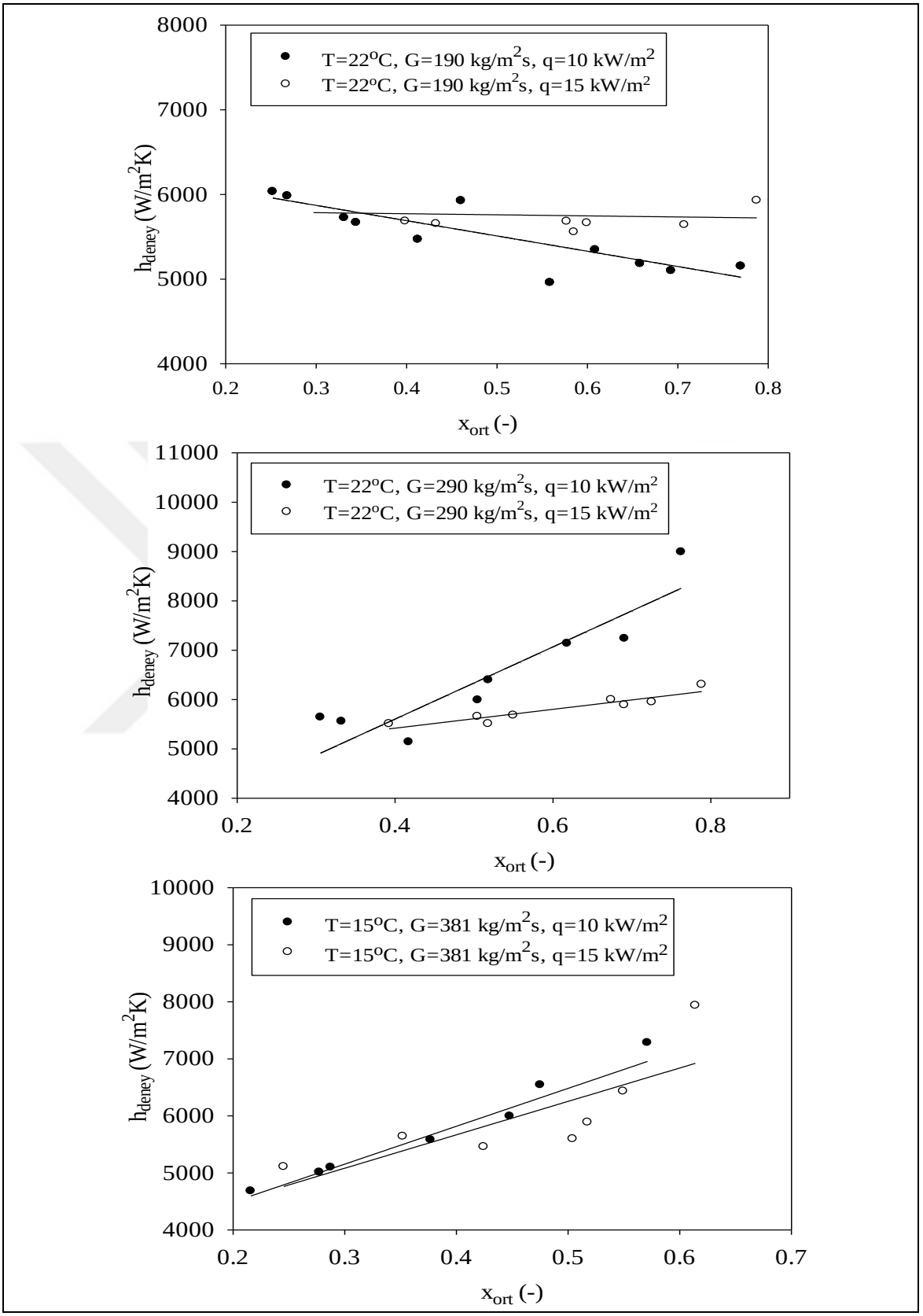
Şekil 4.24 Doyma sıcaklığının ısı taşınım katsayısına etkisi (q"=15 kW/m^2)

4.2.2.5 Isı Akısının Isı Taşınım Katsayısına Etkisi

Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.25 ve Şekil 4.26'da verilmiştir.



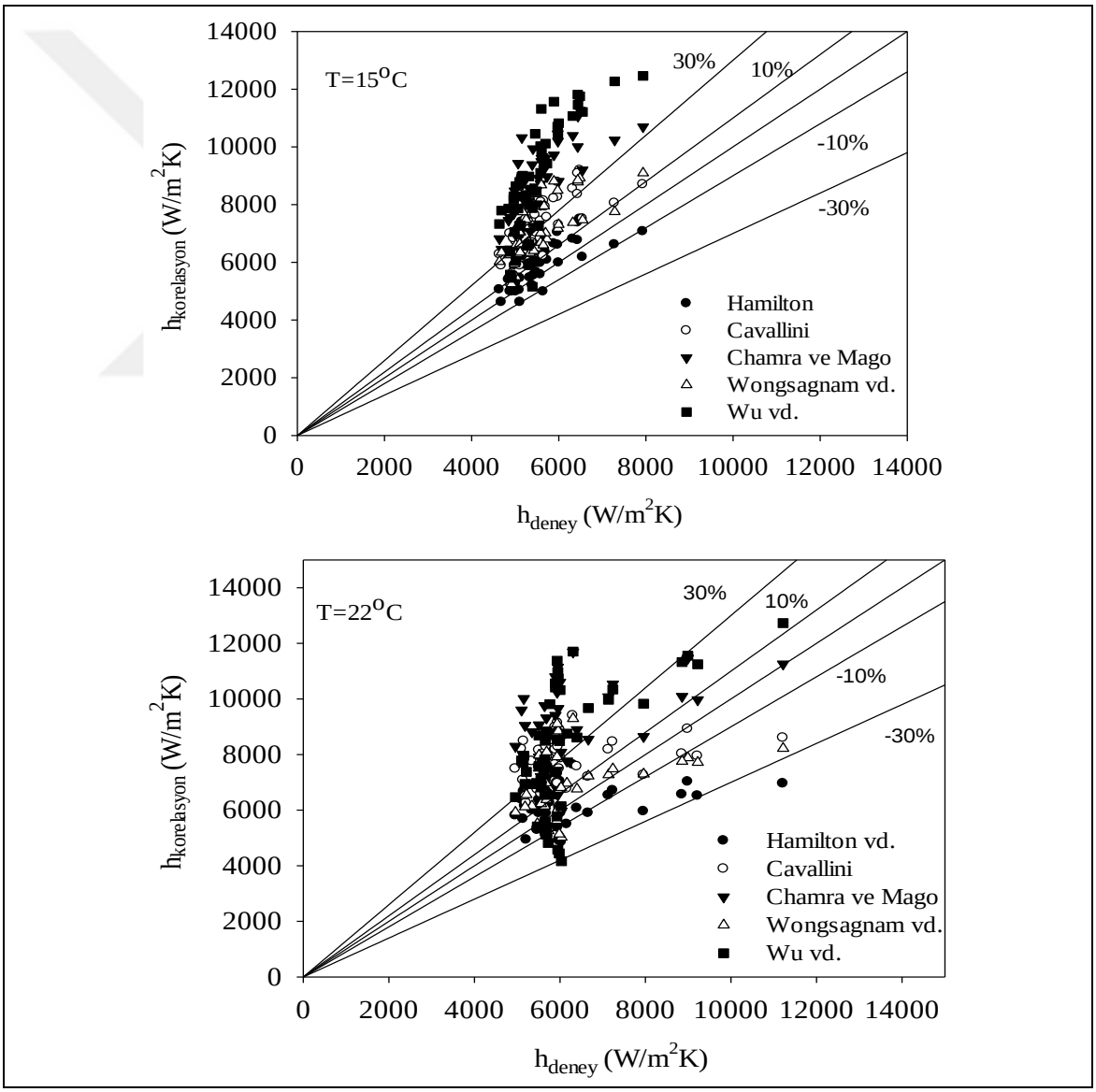
Şekil 4.25 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=15ºC)



Şekil 4.26 Isı akısının ısı taşınım katsayısına etkisi (T=22ºC)

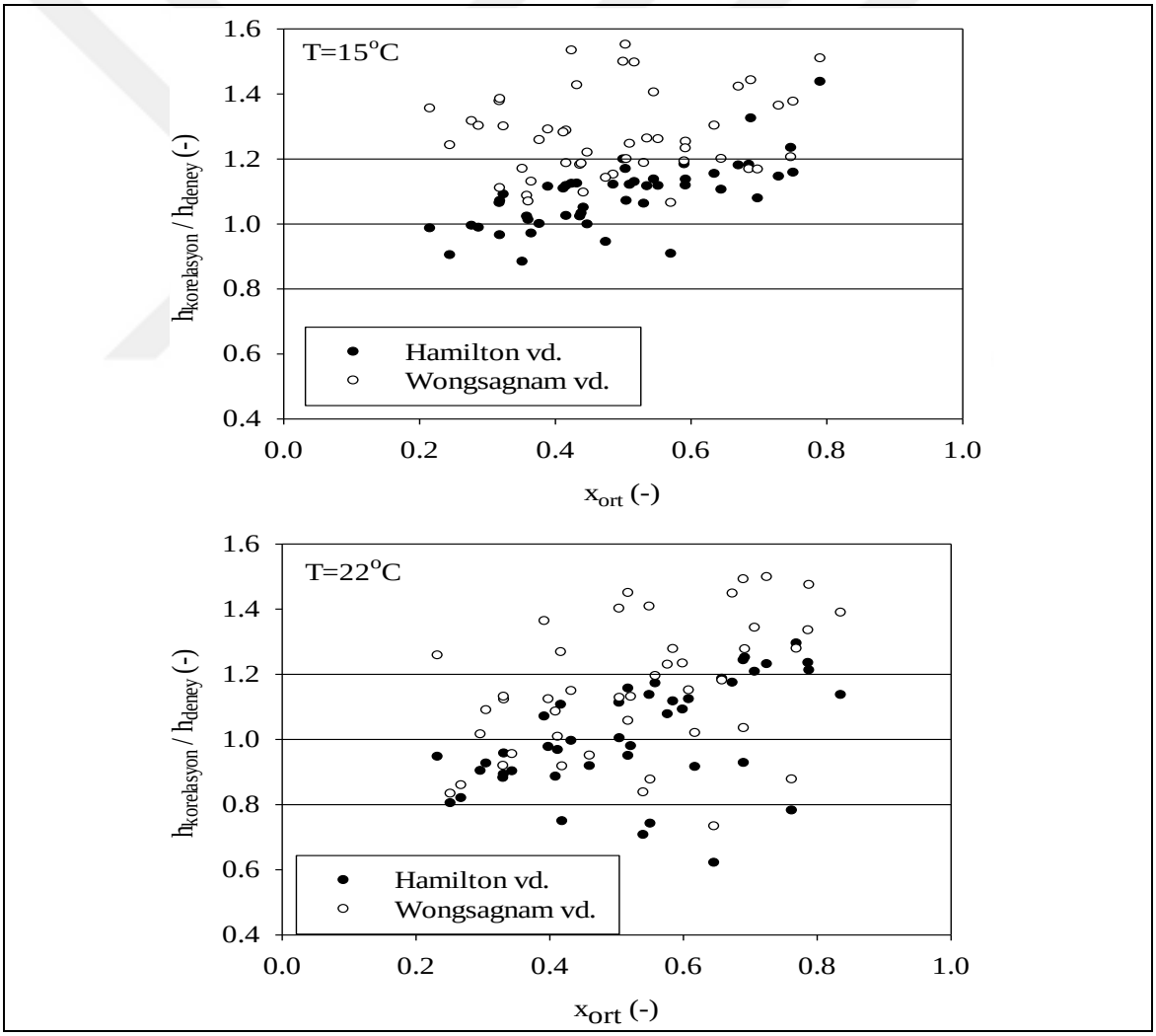
4.2.2.6 Deneysel Sonuçların Literatürdeki Korelasyonların Sonuçları İle Karşılaştırılması

Literatürde kaynama ısı taşınım katsayısının tahmininde kullanılan korelasyonlar Engineering Equation Solver Programı [87] kullanılarak hesaplanmış olup deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmıştır. Hamilton vd. [69], Cavallini [70], Chamra ve Mago [71], Wongsangam vd. [64] ve Wu vd. [62] korelasyonları deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmış olup ortalama mutlak hatalar sırasıyla %12, %33 %49, %26 ve %50 olarak hesaplanmıştır. Isı taşınım katsayısına ait deneysel sonuçların literatürdeki korelasyonların sonuçları ile karşılaştırılması T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için Şekil 4.27'de verilmiştir.



Şekil 4.27 Isı taşınım katsayısına ait deneysel sonuçların literatürdeki korelasyonların sonuçları ile karşılaştırılması a)T=15ºC, T=22ºC

Şekilden de görülebileceği üzere Hamilton [69], ve Wongsangam vd. [64] korelasyonları başarılı tahminler gerçekleştirebilirken diğer korelasyonlar daha yüksek hata değerlerine sahiptirler. Bunun sebebi olarak kullanılan korelasyon geliştirirken kullanılan akışkan tipi, çalışma aralığı (doyma sıcaklığı, ısı akısı, kütlesel akı, kuruluk derecesi) vb. nedenler gösterilebilir. Hamilton vd. [69], ve Wongsangam vd. [64] korelasyonları için taşınım katsayısına ait hata oranları T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.28'de verilmiştir. Şekilde de ısı taşınım katsayısı için korelasyon tahmin sonucu/deneysel sonucu oranı kuruluk derecesinin fonksiyonu olarak verilmiş olup bu oranın Wongsangam korelasyonu için özellikle 190 kg/m^{2}s kütlesel akı deneyleri için yüksek olduğu söylenebilir.



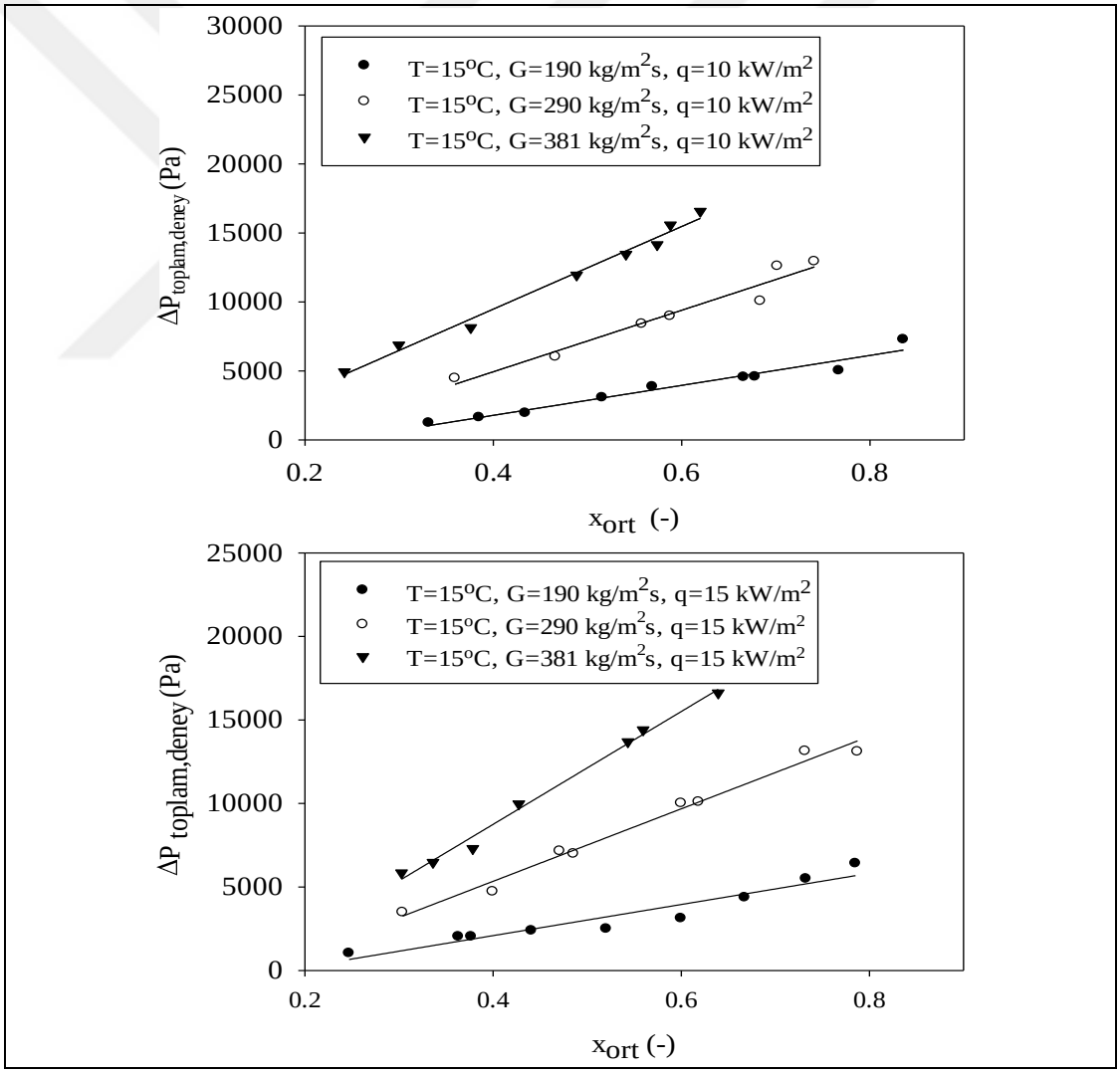
Şekil 4.28 Deneysel ısı taşınım katsayısına ait hata oranları a)T=15ºC, b) T=22ºC

4.3 Kaynamada Basınç Düşümü Deneyleri

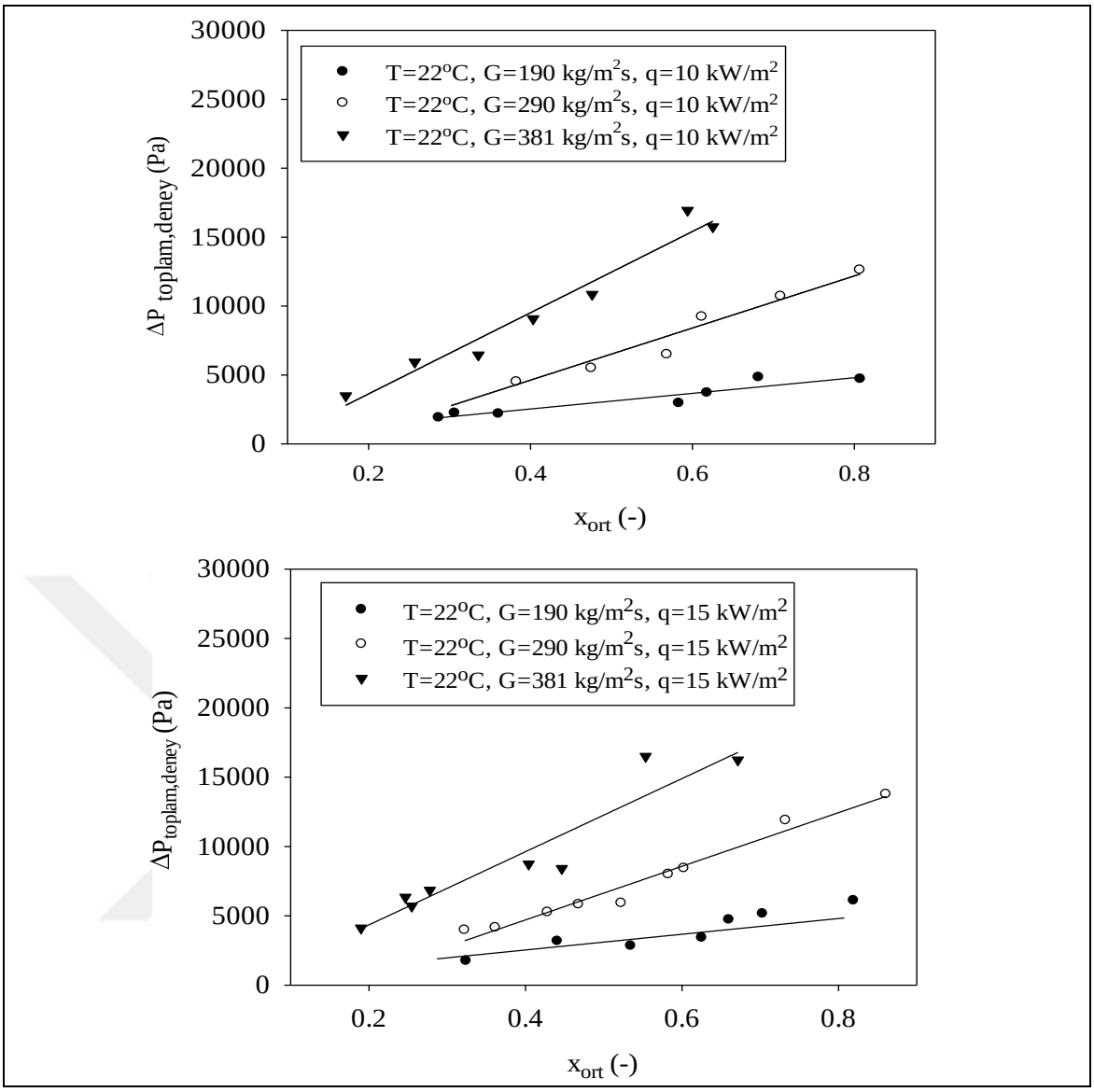
4.3.1 Düz Borularda Basınç Düşümü

4.3.1.1 Kütlesel Akının Toplam Basınç Düşümüne Etkisi

Kaynama toplam basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.29 ve Şekil 4.30'da verilmiştir. Farklı kütlesel ve ısı akılarında yapılan deneylerde toplam basınç düşümünün beklenildiği üzere artan kütlesel akı ve kuruluk derecesi ile arttığı görülmektedir. Toplam basınç düşümünün artması artan kütlesel akı ve kuruluk derecesi ile birlikte sıvı ve gaz fazlara ait hızların dolayısıyla sürtünmenin artmasının sonucudur.



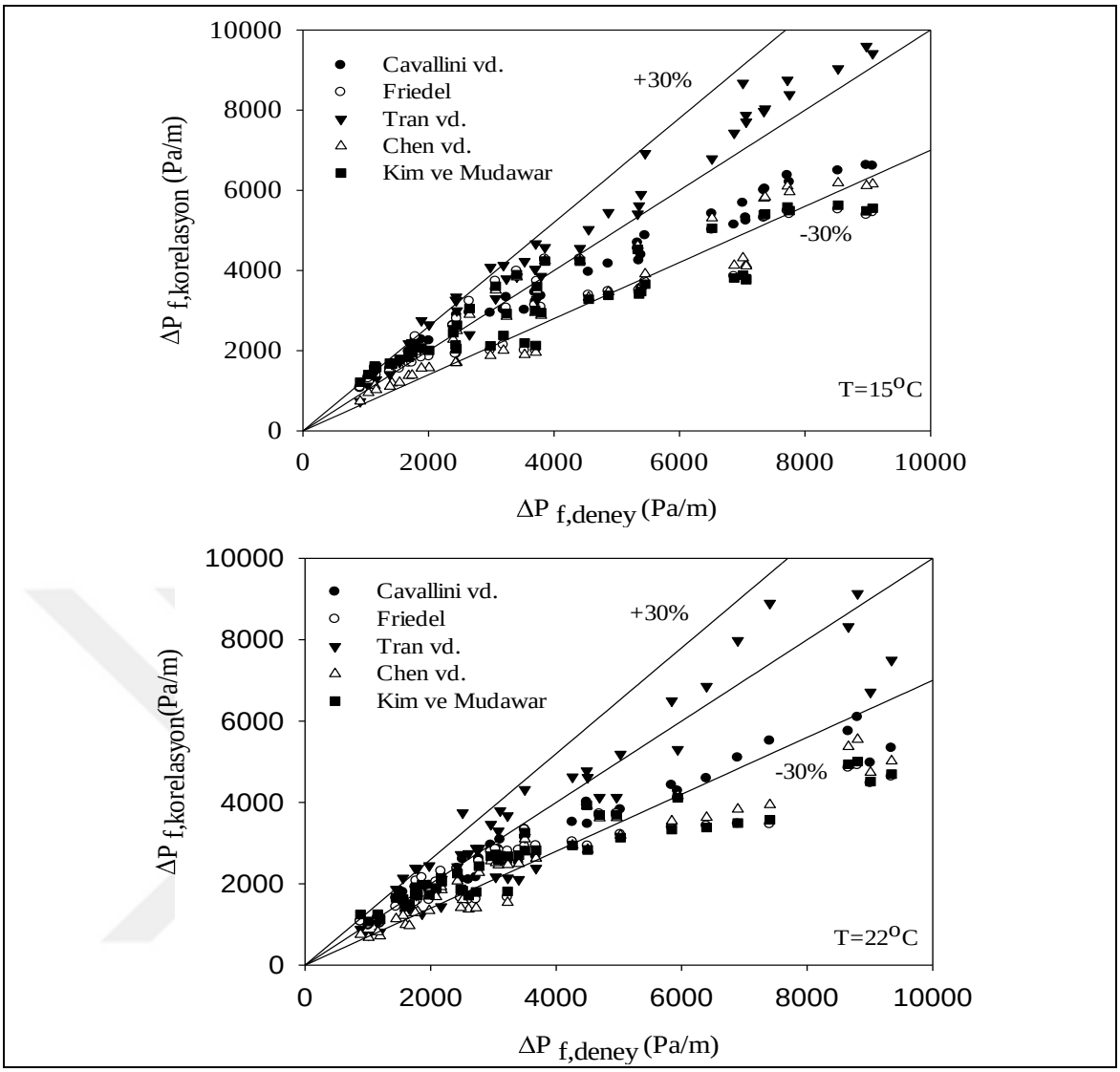
Şekil 4.29 Kaynama toplam basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi (T=15ºC)



Şekil 4.30 Kaynama basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi (T=22ºC)

4.3.1.2 Kaynamada Sürtünme Basınç Düşümü Sonuçlarının Literatürdeki Korelasyonlar İle Karşılaştırılması

Literatürde basınç düşümü korelasyonları toplam basınç düşümünden ziyade sürtünme kaynaklı basınç düşümü şeklinde ifade edilmektedir. İki fazlı akışta sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmininde kullanılan korelasyonlar olan Cavallini vd. [72], Friedel [73], Tran vd. [74], Chen vd. [75] and Kim ve Mudawar [76] korelasyonları deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmış olup ortalama mutlak hatalar sırasıyla of %16, %23 %16, %26 ve %23 olarak hesaplanmıştır. Deneysel sonuçların bu korelasyonlar ile karşılaştırılması T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için Şekil 4.31'de verilmiştir.

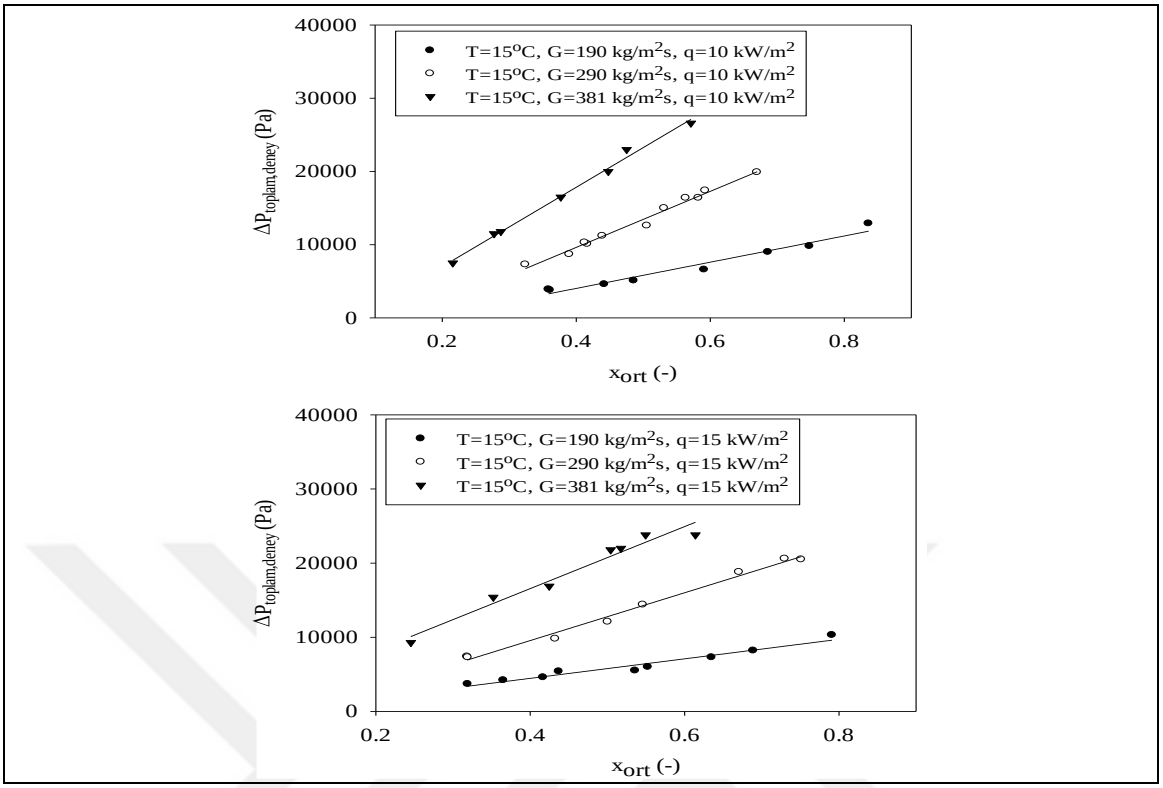


Şekil 4.31 Sürtünme basınç düşümü sonuçlarının literatürdeki korelasyonlar ile karşılaştırılması

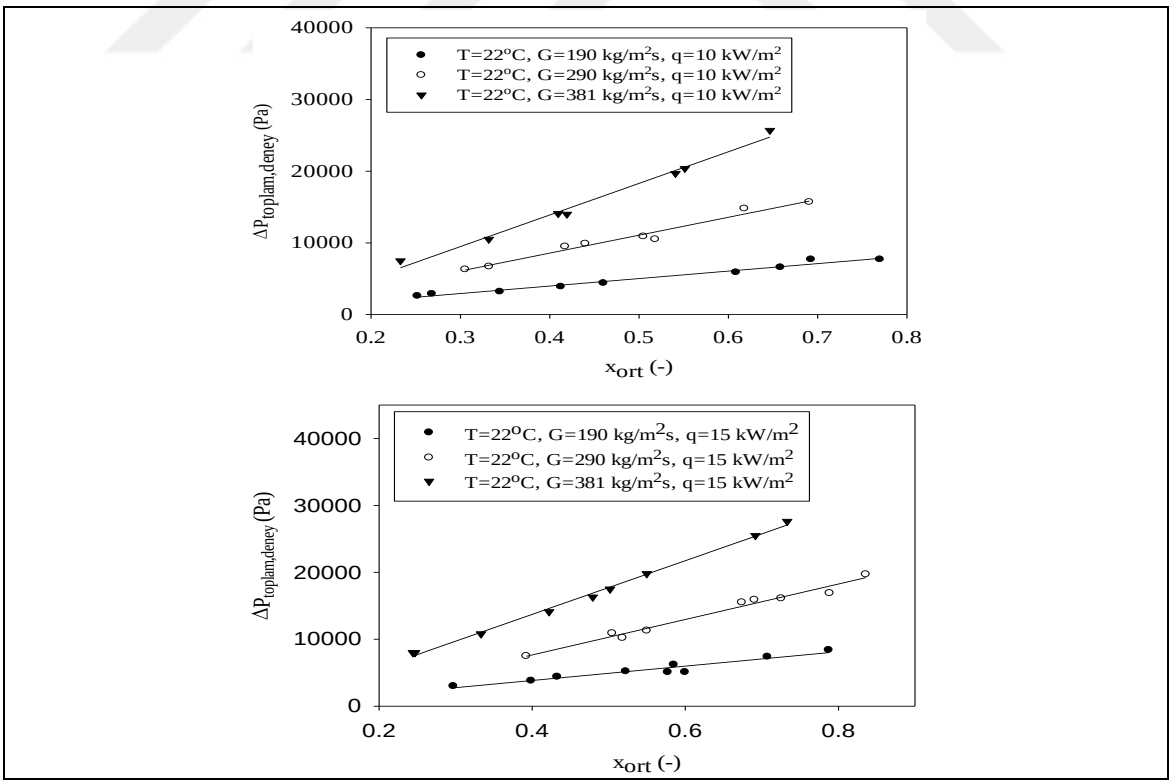
4.3.2 Mikrokanatlı Boruda Basınç Düşümü Deneyleri

Kaynama toplam basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için sırasıyla Şekil 4.32 ve Şekil 4.33'de verilmiştir. Farklı kütlesel ve ısı akılarında yapılan deneylerde toplam basınç düşümünün beklenildiği üzere artan kütlesel akı ve kuruluk derecesi ile arttığı görülmektedir. Toplam basınç düşümünün artması artan kütlesel akı ve kuruluk derecesi ile birlikte sıvı ve gaz fazlara ait hızların dolayısıyla sürtünmenin artmasının sonucudur.

4.3.2.1 Kütlesel Akının Toplam Basınç Düşümüne Etkisi



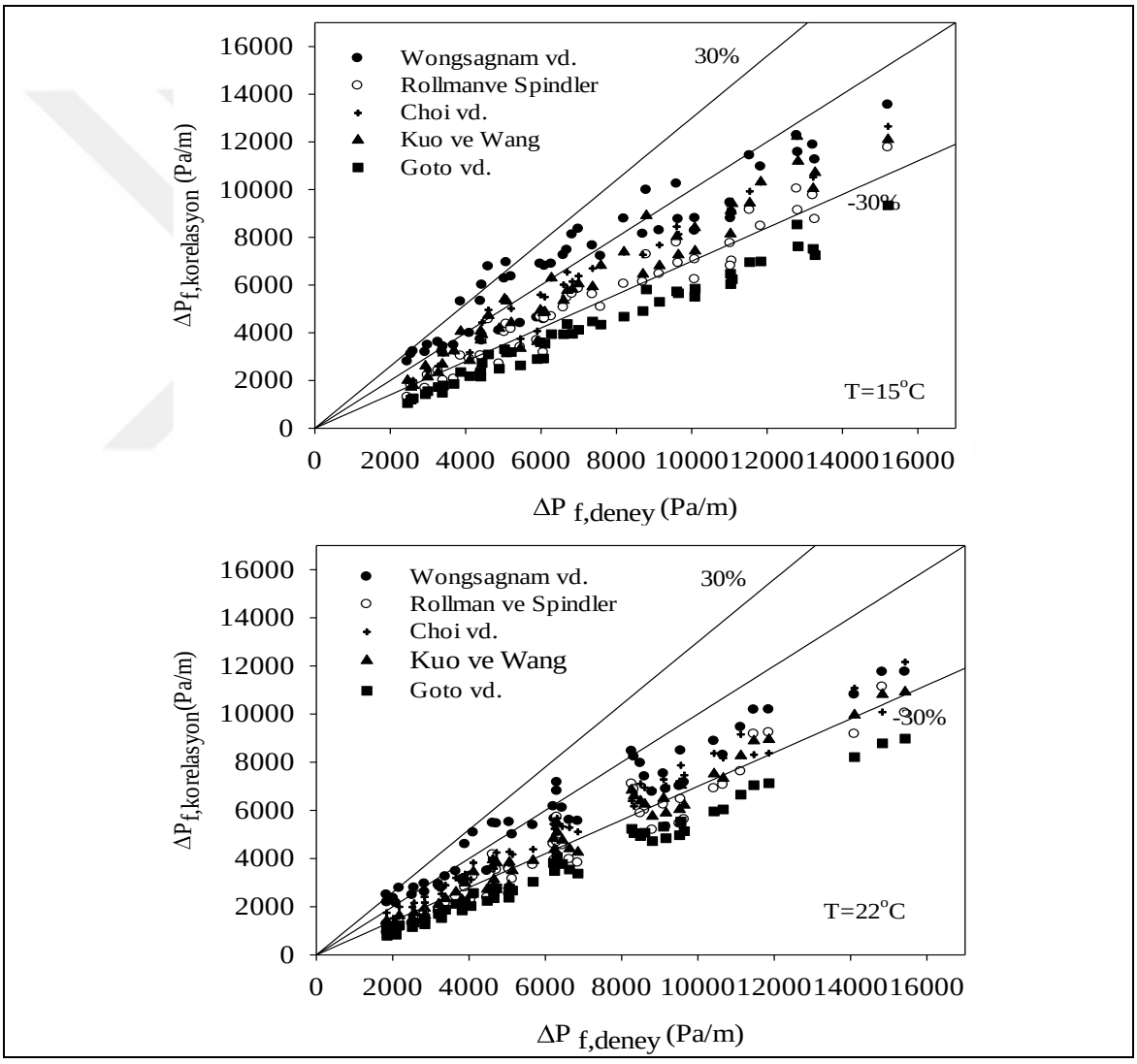
Şekil 4.32 Kaynama basınç düşümünün kuruluk derecesi ile değişimi (T=15°C)



Şekil 4.33 Mikrokanatlı boruda kütlesel akının toplam basınç düşümüne etkisi (T=22°C)

4.3.2.2 Kaynamada Sürtünme Basınç Düşümü Sonuçlarının Literatürdeki Korelasyonlar İle Karşılaştırılması

İki fazlı akışta sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmininde kullanılan korelasyonlar olan Wongsangam vd. [64], Rollman ve Spindler [77], Choi vd. [78], Kuo ve Wang [79] ve Goto [80] korelasyonları deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmış olup ortalama mutlak hatalar sırasıyla of %18, %23, %15, %23 ve %40 olarak hesaplanmıştır. Deneysel sonuçların bu korelasyonlar ile karşılaştırılması T=15ºC ve T=22ºC doyma sıcaklıkları için Şekil 4.34'te verilmiştir.

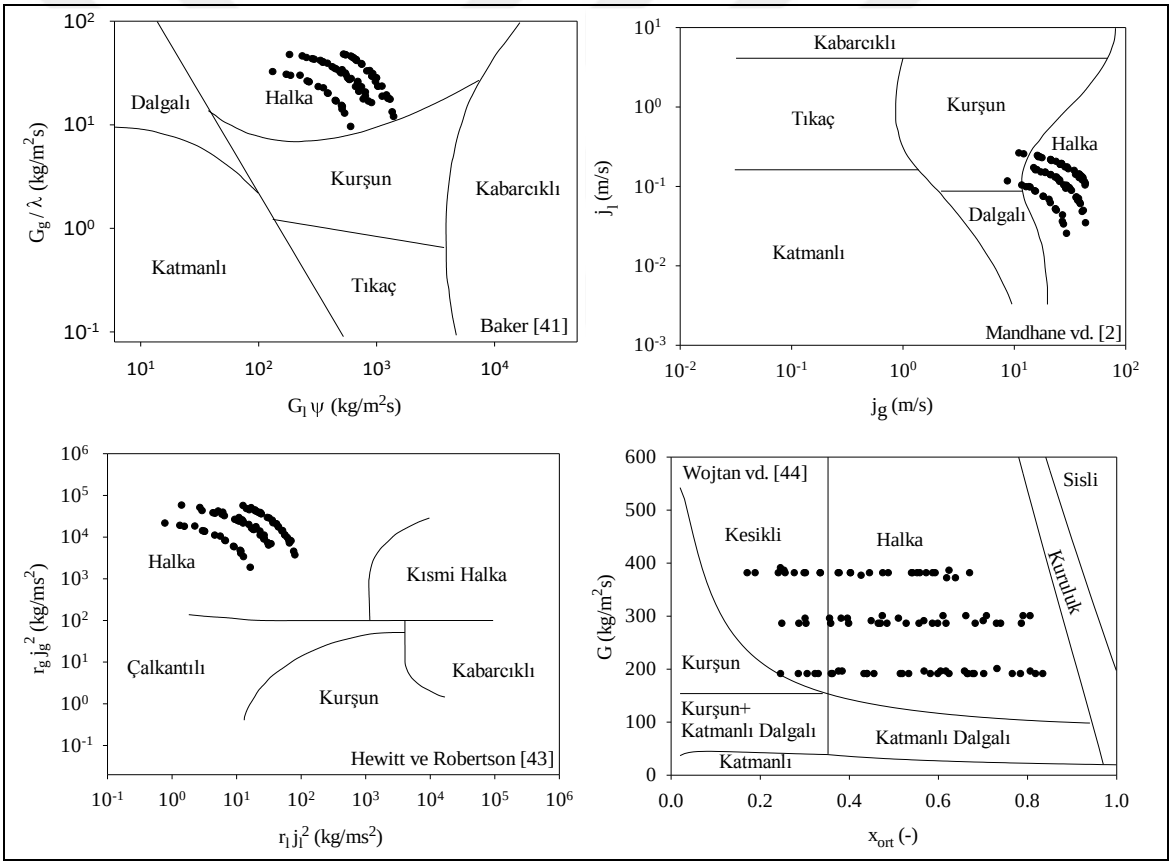


Şekil 4.34 Kaynama sürtünme basınç düşümü sonuçlarının literatürdeki korelasyonlar ile karşılaştırılması

4.4 Akış Rejiminin Haritalarında Gösterilmesi

4.4.1 Düz Borularda Akış İçin Akış Haritaları

Akış rejiminin ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümüne etkisi göz önüne alındığında akış rejiminin tahminin önemi ortaya çıkmaktadır. Deneylerde meydana gelen akış rejimleri Baker [41], Mandhane vd. [42], Hewit ve Robertson [43] ve Wojtan vd. [x] haritaları üzerinde Şekil 4.35'te gösterilmiştir. Haritalar göz önüne alındığında Baker [x], Mandhane vd. [42], Hewit ve Robertson [43] haritalarında deney datalarının neredeyse tamamı halka akış kısmında görülmekteyken Wojtan vd. [44] haritasında ise deney datalarından büyük bir çoğunluğunun halka kısımda geri kalanının ise kesikli akış kısmında kaldığı görülmektedir

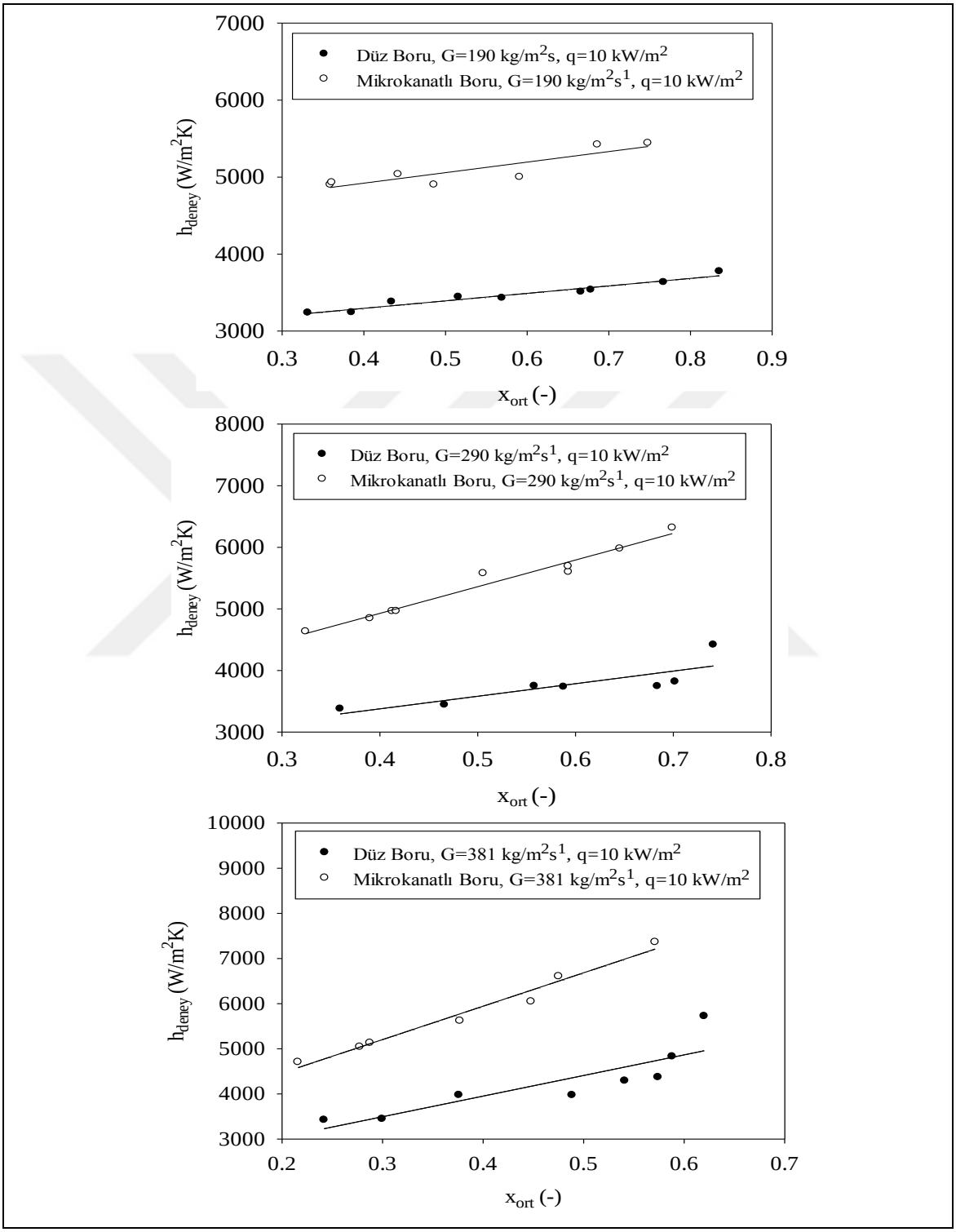


Şekil 4.35 Düz boru deneylerindeki akış tiplerinin akış haritaları üzerinde gösterimi

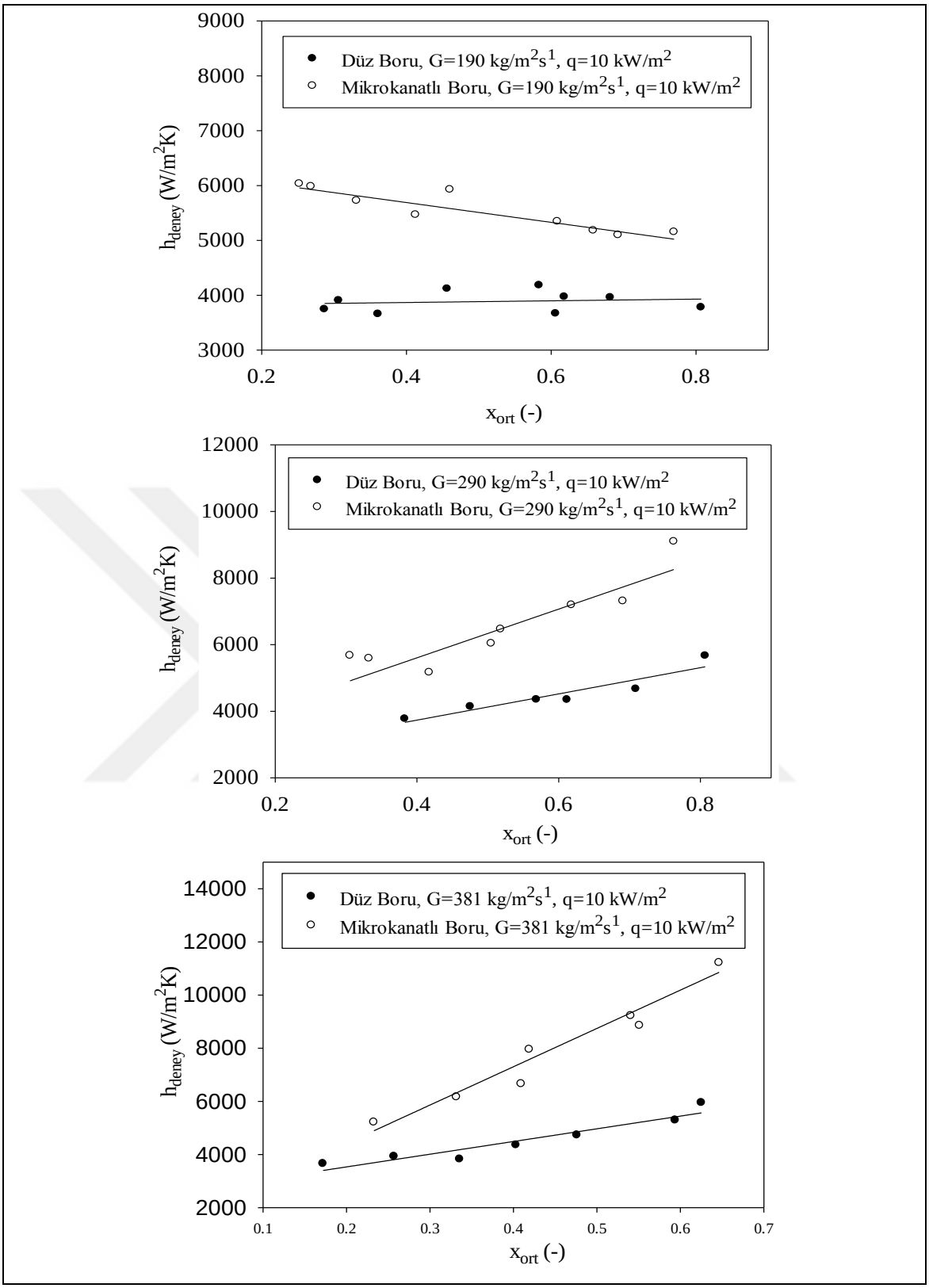
4.5 Düz ve Mikrokanatlı Borularda Isı Taşınım Katsayısının Karşılaştırılması

Düz ve mikrokanatlı borularda yapılan deneylerde ısı taşınım katsayılarının karşılaştırılması Şekil 4.36 ve Şekil 4.37'te gösterilmiştir. Yapılan deneylerde beklenildiği gibi düz boruya kıyasla ısı taşınım katsayısı artmış olup artış bu artışın 1.3-

1.9 kat arasında değiştiği gözlemlenmiştir. Bu iyileşme mikrokanatlı boru kullanımıyla ortaya çıkan ısı transfer yüzey alanındaki artış, ıslak çevrenin artması ve mikrokanatlar sayesinde akışta sağlanan türbülans sayesinde meydana gelmiştir.



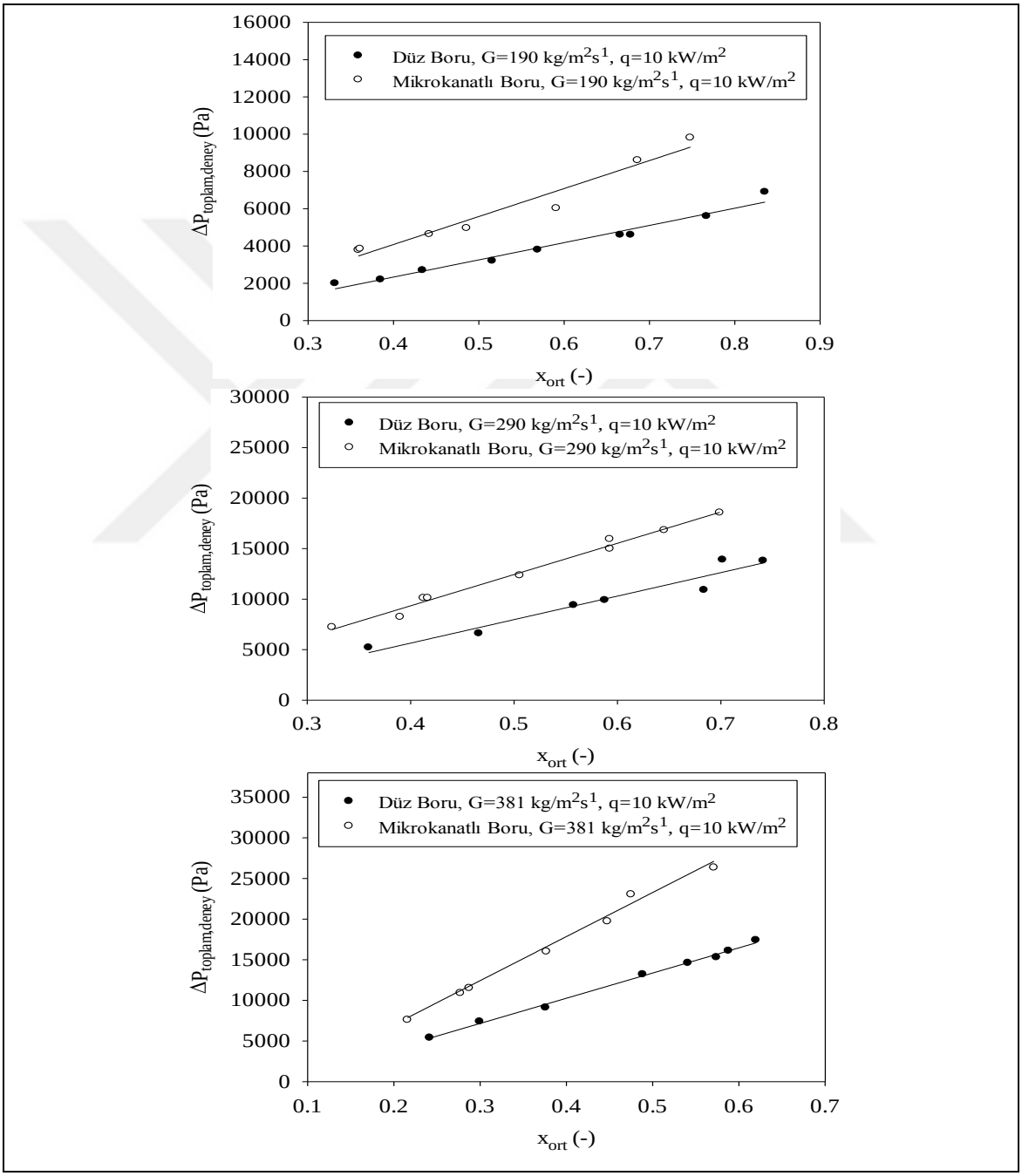
Şekil 4.36 Isı taşınım katsayılarının karşılaştırılması (T=15°C)



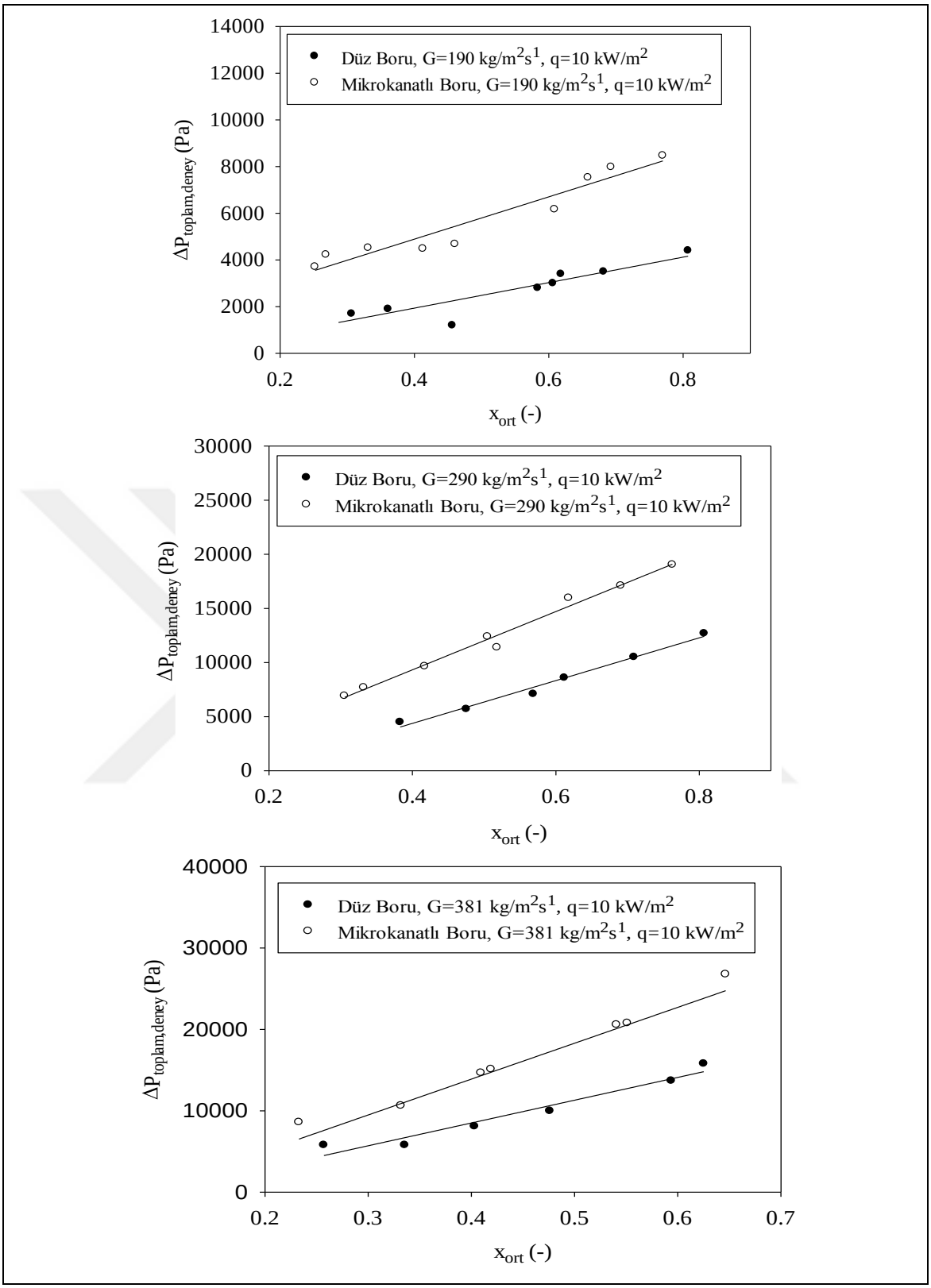
Şekil 4.37 Isı taşınım katsayılarının karşılaştırılması (T=22°C)

4.6 Düz ve Mikrokanatlı Borularda Basınç Düşümünün Karşılaştırılması

Düz ve mikrokanatlı borularda yapılan deneylerde toplam basınç düşümünün karşılaştırılması Şekil 4.38 ve Şekil 4.39'da verilmiştir. Yapılan deneylerde beklenildiği gibi düz boruya kıyasla basınç düşümü olup artış bu artışın 1.5-2.3 kat arasında değiştiği gözlemlenmiştir. Bu artış mikrokanatlı boru kullanımıyla ortaya çıkan ısı transfer yüzey alanındaki artışa bağlı olarak sürtünmedeki artış ile açıklanabilir.



Şekil 4.38 Basınç düşümlerinin karşılaştırılması (T=15°C)



Şekil 4.39 Basınç düşümlerinin karşılaştırılması (T=22°C)

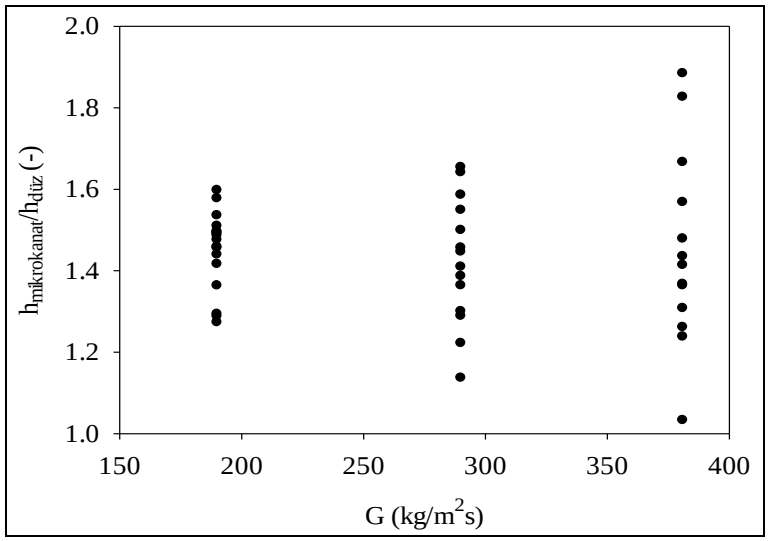
4.7 Termal/Hidrolik Performans Değerlendirme

Isı transferi iyileştirme uygulamalarında performans iyileştirmesini belirleyecek genel bir ölçüt tanımlamak oldukça zor ve karmaşık bir işlemdir. Bu ölçütler termal/hidrolik, ekonomik, üretilebilirlik, güvenilebilirlik ve güvenlik olarak ele alınabilir. Bu ölçütlerden termal/hidrolik göz önüne aldığında farklı tanımlamalar yapılarak performans değerlendirmesi yapılabilir ve bir performans parametresinin maksimum veya minimum olması istenebilir. Bu bağlamda ısı taşınım katsayısı oranı ($h_{mikrokanat}$ /$h_{düz}$), basınç düşümü oranı ($\Delta P_{mikrokanat}$ /$\Delta P_{düz}$), iyileştirme faktörü (η= ($h_{mikrokanat}$ /$h_{düz}$)/($\Delta P_{mikrokanat}$ /$\Delta P_{düz}$), ve birim basınç düşümü için ısı taşınım katsayısı (h/ΔP) birer performans parametresi olarak göz önüne alınabilir.

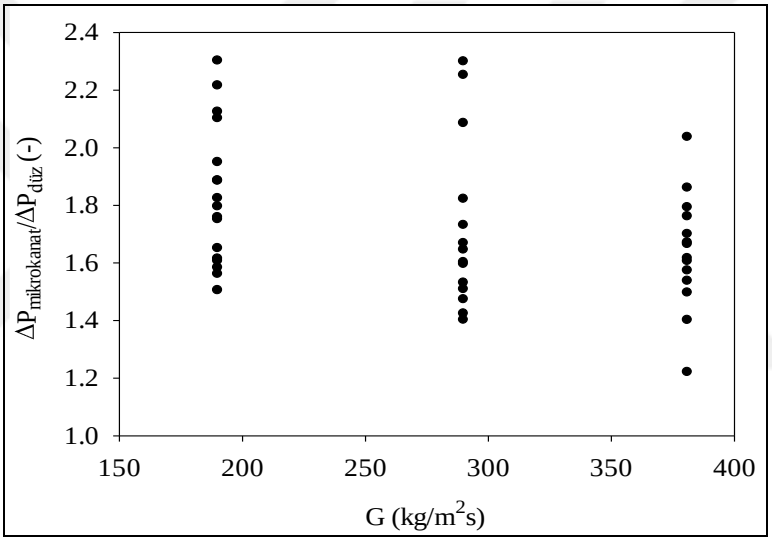
Sabit ısı transferi miktarı şartlarında ısı taşınım katsayısı oranının, oranının basınç düşümü oranının ve iyileştirme faktörünün kütlesel akı ile değişimi sırasıyla Şekil 4.40, Şekil 4.41 ve Şekil 4.42'de verilmiştir. Isı taşınım katsayısı oranı artan kütlesel akı ile artmış olup en yüksek değerlere yüksek kuruluk derecelerinde ulaşılmıştır. Basınç düşümü oranı ise artan kütlesel akı ile azalmış olup en yüksek değerlere düşük kuruluk derecelerinde ulaşılmıştır. İyileştirme faktörü göz önüne alındığında ise yüksek kütlesesl akı ve kuruluk derecesi şartlarında bu parametrenin en yüksek değerleri aldığı görülmektedir.

Birim basınç düşümü için ısı taşınım katsayısının kütlesel akı ve kuruluk derecesi ile değişimi hem düz hem de mikrokanatlı boru göz önüne alınarak Şekil 4.43'de verilmiştir. Özellikle düşük kütlesel akı ve kuruluk derecelerinde birim basınç düşümü için ısı taşınım katsayısı değerlerinin mikrokanatlı boruya kıyasla düz boruda daha yüksek olduğu görülmektedir.

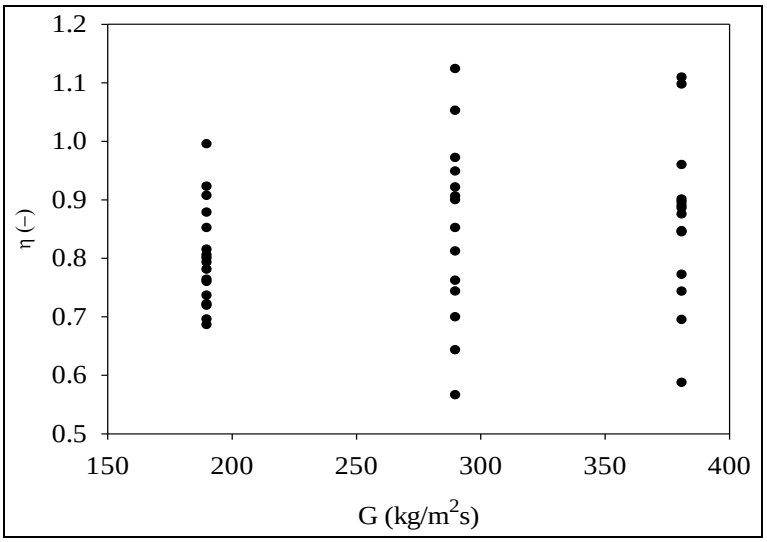
Eğer performans karşılaştırması sabit ısı transferi miktarı şartları yerine sabit ısı akısı şartlarında gerçekleştirilirse performans değerlendirmesi olarak buharlaşan akışkan miktarındaki ve gerekli boru boyundaki değişimler göz önüne alınabilir. Buharlaşan akışkan miktarındaki ve gerekli boru boyundaki değişimler sırasıyla Şekil 4.44 ve Şekil 4.45'de verilmiştir.



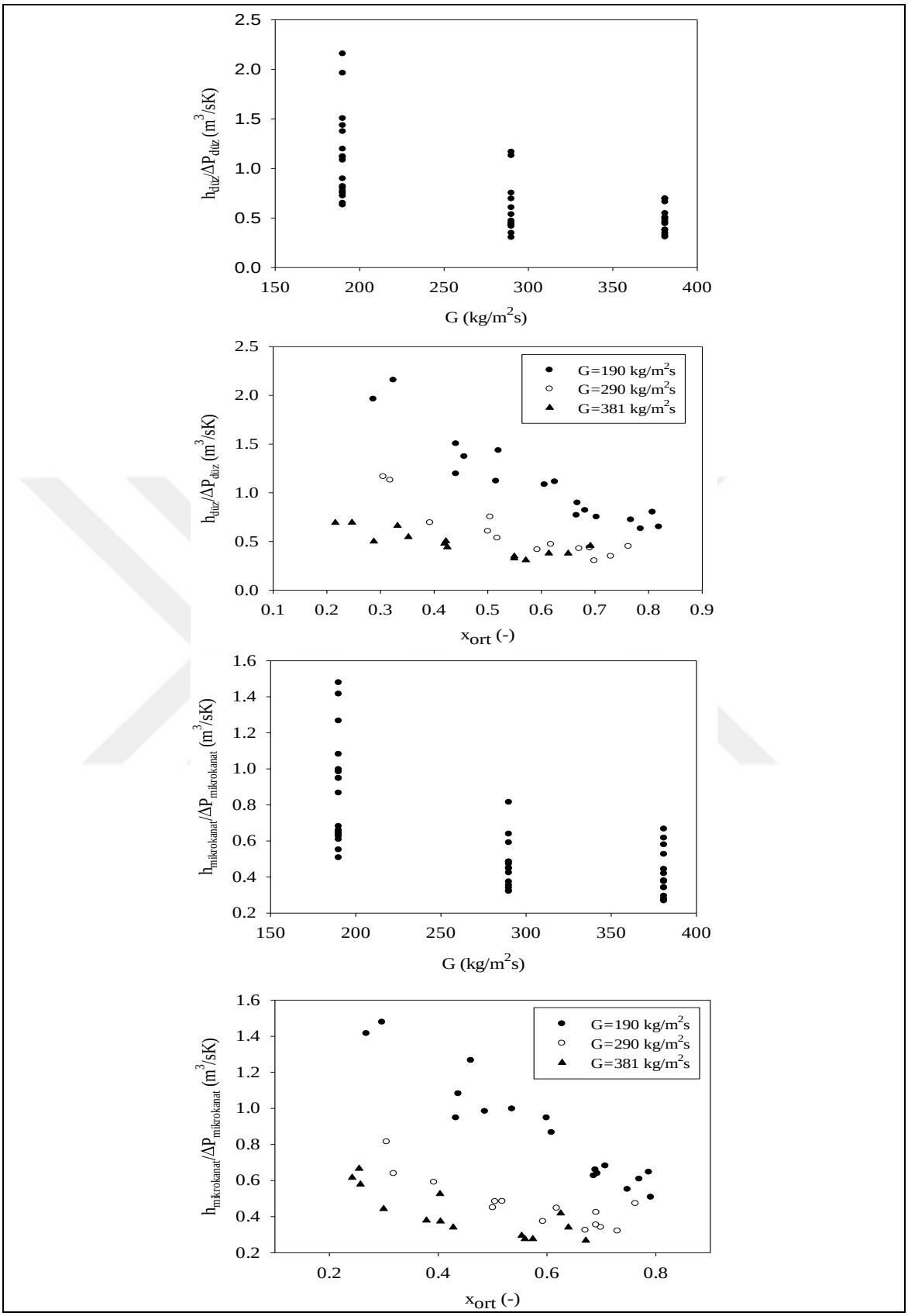
Şekil 4.40 Isı taşınım katsayısı oranının kütlesel akı ile değişimi



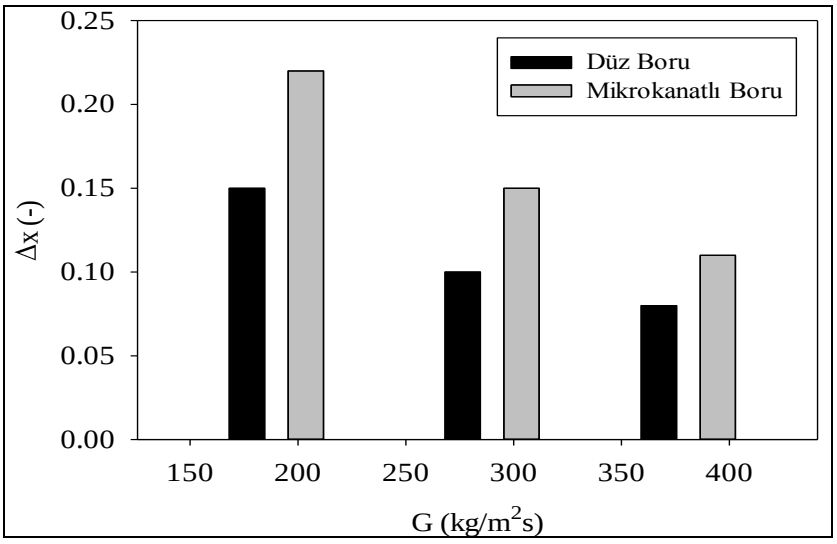
Şekil 4.41 Basınç düşümü oranının kütlesel akı ile değişimi



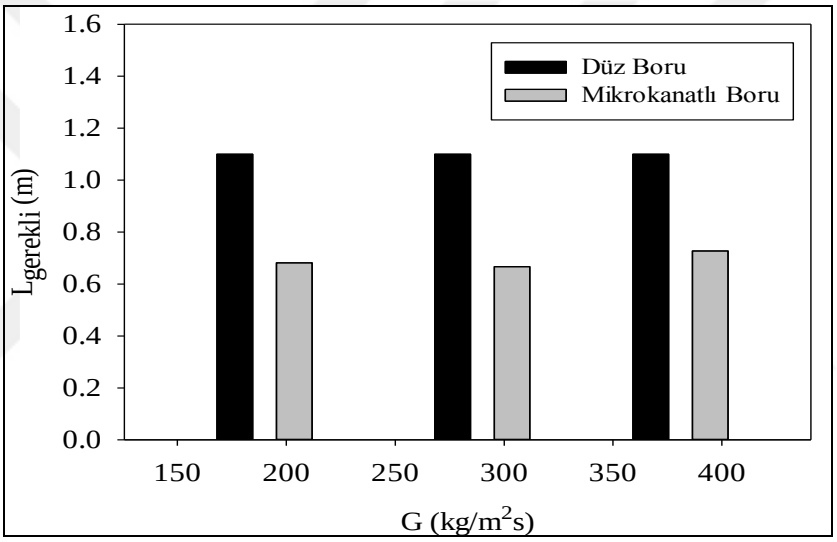
Şekil 4.42 İyileştirme faktörünün kütlesel akı ile değişimi



Şekil 4.43 Birim basınç düşümü başına ısı transferi katsayısının değişimi



Şekil 4.44 Buharlaşan akışkan miktarındaki değişim



Şekil 4.45 Gerekli boru boyundaki değişim

4.8 Maliyet Karşılaştırması

Termal/hidrolik temelli performans değerlendirmeleri göz önüne alındığında diğer bir parametre maliyet olarak karşımıza çıkmaktadır. Yatırımların ekonomik değerlerinin karşılaştırılması için kullanılan yıllık değer metodu, gelecek değer metodu, şimdiki değer metodu, geri ödeme oranı metodu ve kar/yatırım oranı gibi birçok metot vardır. Bu metotlar arasından yıllık değer metodu kullanılarak düz ve mikrokanatlı boru için karşılaştırma yapılmıştır.

Yıllık eşdeğer maliyet değeri en genel şekliyle şöyle ifade edilir [91]:

$$C_{YD} = \left[\sum_{t=0}^{n} C(t)(1+i)^{-t}\right]\left[\frac{i(1+i)^{n}}{(1+i)^{n}-1}\right] \quad (4.5)$$

İlk yatırım maliyeti, birim boru maliyeti (C_{Boru}) ve gerekli boru boyu (L_{Boru}) göz önüne alınarak şöyle ifade edilir:

$$C_1 = C_{Boru} L_{Boru} \quad (4.6)$$

İşletme maliyeti, çalışma süresi (t), pompalama gücü $\dot{W}_p$ ve birim elektrik fiyatı (C_{el}) şöyle ifade edilir:

$$C_2 = t\dot{W}_p C_{el} \quad (4.7)$$

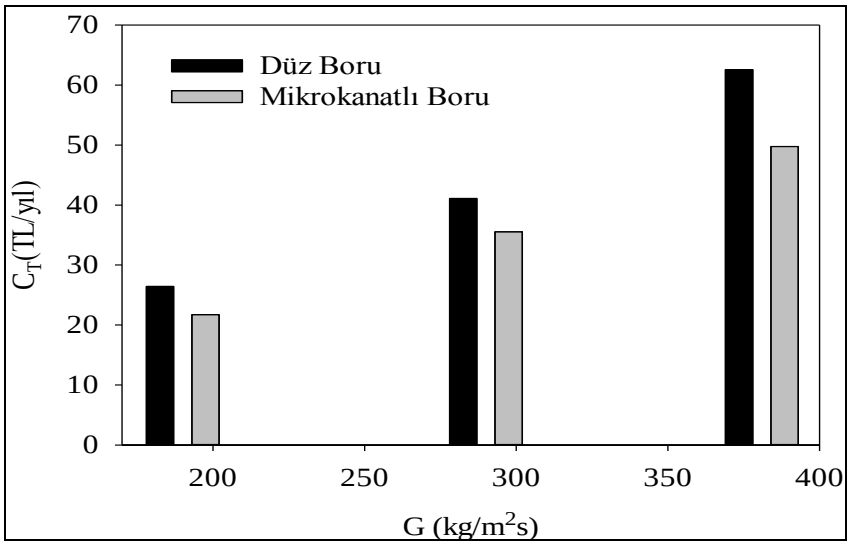
Burada;

$$W_p = \frac{\rho g \dot{Q} H}{\eta_p} \quad (4.8)$$

Çizelge 4.4 Maliyet hesabı için kabuller

Düz boru maliyeti	₺/m	20
Mikrokanatlı boru maliyeti	₺/m	24
Birim elektrik fiyatı	₺/kWsa	0.44
Yıllık çalışma süresi	sa	3000
Faiz oranı	-	0.12
Ekonomik ömür	yıl	10
Pompa verimi	(%)	80

Hem düz hem de mikrokanatlı boru için yıllık eşdeğer maliyetlerin farklı debilere göre karşılaştırılması Çizelge 4.5 ve Şekil 4.46'da verilmiştir. Mikrokanatlı boru kullanımıyla yıllık eşdeğer maliyetlerin yaklaşık olarak %20 azaldığı görülmektedir. Uygulamalarda daha yüksek kapasiteli buharlaştırıcılarda mikrokanatlı boruların kullanılmasıyla yıllık maliyetlerin düşürülebileceği ön görülmektedir.



Şekil 4.46 Yıllık eşdeğer maliyetlerin karşılaştırılması

Çizelge 4.5 Yıllık eşdeğer maliyetlerin karşılaştırılması

Boru tipi	Kütlesel akı	Yatırım Maliyeti (C_1)		Yıllık İşletme Maliyeti (C_2)		Yıllık Eşdeğer Maliyet (C_T)
		Boru uzunluğu	C_1	Pompalama gücü	C_2	C_T
-	(kg/m^{2}s)	m	₺	W_p	₺	₺
Düz Boru	190	7.33	146.7	0.4	0.48	26.43 ₺
	290	11.00	220.0	1.6	2.17	41.11 ₺
	381	15.71	314.3	5.3	6.94	62.56 ₺
Mikrokanatlı Boru	190	5.00	120.0	0.4	0.48	21.72 ₺
	290	7.86	188.6	1.7	2.18	35.56 ₺
	381	10.00	240.0	5.5	7.28	49.76 ₺

4.9 Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu Geliştirilmesi

4.9.1 Düz Borularda Kaynama Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu

Bölüm 2.5.1'de anlatılan çoklu lineer regresyon yöntemi kullanılarak farklı parametreleri içeren ısı taşınım katsayısı korelasyonları geliştirilmiş olup geliştirilen korelasyonlar ve her bir korelasyona ait R ve mutlak ortalama hata değerleri Çizelge 4.6'da verilmiştir. Dört farklı parametre, üç parametre ve iki parametre kullanılarak elde

edilen korelasyonlarından en yüksek R ve mutlak ortalama hata değerlerine sahip olanları aşağıda verilmiştir.

Çizelge 4.6 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar

	No	Korelasyon	R Değeri	Mutlak ortalama hata (%)
En iyi dört değişkenli	1	$h_{TP} = 5.70 h_{lo}^{1.86} Bo^{0.17} We_g^{-0.48} x^{0.27}$	0.83	6.4
	2	$h_{TP} = 68.48 h_{lo}^{1.07} Bo^{0.17} Fr_g^{-0.16} x^{0.27}$	0.83	6.4
	3	$h_{TP} = 10^{8.01} h_{lo}^{-1.97} Bo^{0.17} We_l^{1.06} x^{0.27}$	0.83	6.4
	4	$h_{TP} = 2.11 h_{lo}^{2.02} X_{tt}^{-0.15} Bo^{0.17} We_g^{-0.54}$	0.82	6.6
	5	$h_{TP} = 10^{-56.97} h_{lo}^{21.11} X_{tt}^{-0.15} Bo^{0.17} Fr_l^{-8.18}$	0.82	6.6
	6	$h_{TP} = 35.42 h_{lo}^{1.12} X_{tt}^{-0.15} Bo^{0.17} Fr_g^{-0.18}$	0.82	6.6
	7	$h_{TP} = 1110.89 h_{lo}^{0.67} X_{tt}^{-3.53} Bo^{0.17} Co^{3.81}$	0.82	6.6
	8	$h_{TP} = 10^{8.55} h_{lo}^{-2.33} X_{tt}^{0.15} Bo^{0.17} We_l^{1.2}$	0.82	6.6
	9	$h_{TP} = 368.04 h_{lo}^{0.71} Bo^{0.2} x^{0.39} Co^{0.08}$	0.80	6.9
	10	$h_{TP} = 329.29 h_{lo}^{0.71} X_{tt}^{0.05} Bo^{0.2} x^{0.35}$	0.79	6.9
En iyi üç değişkenli	11	$h_{TP} = 3.20 h_{lo}^{1.80} x^{0.27} We_g^{-0.54}$	0.80	7.0
	12	$h_{TP} = 53.60 h_{lo}^{0.91} x^{0.27} Fr_g^{-0.18}$	0.80	7.0
	13	$h_{TP} = 10^{8.73} h_{lo}^{-2.55} We_l^{1.20} x^{0.27}$	0.80	7.0
	14	$h_{TP} = 0.93 h_{lo}^{2.02} We_g^{-0.63} x^{-0.16}$ Kontrol et	0.80	7.1
	15	$h_{TP} = 1.22 h_{lo}^{1.96} X_{tt}^{-0.14} We_g^{-0.60}$	0.80	7.1
	16	$h_{TP} = 24.35 h_{lo}^{0.98} Co^{-0.16} Fr_g^{-0.21}$	0.80	7.1
	17	$h_{TP} = 28.21 h_{lo}^{0.96} X_{tt}^{-0.14} Fr_g^{-0.20}$	0.80	7.1
	18	$h_{TP} = 1311.23 h_{lo}^{0.45} X_{tt}^{-3.92} Co^{4.24}$	0.80	7.1
	19	$h_{TP} = 278.75 h_{lo}^{0.71} Bo^{0.21} x^{0.26}$	0.79	6.9
	20	$h_{TP} = 183.92 h_{lo}^{0.71} X_{tt}^{-0.14} Bo^{0.21}$	0.78	7.2

Çizelge 4.6 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar (Devamı)

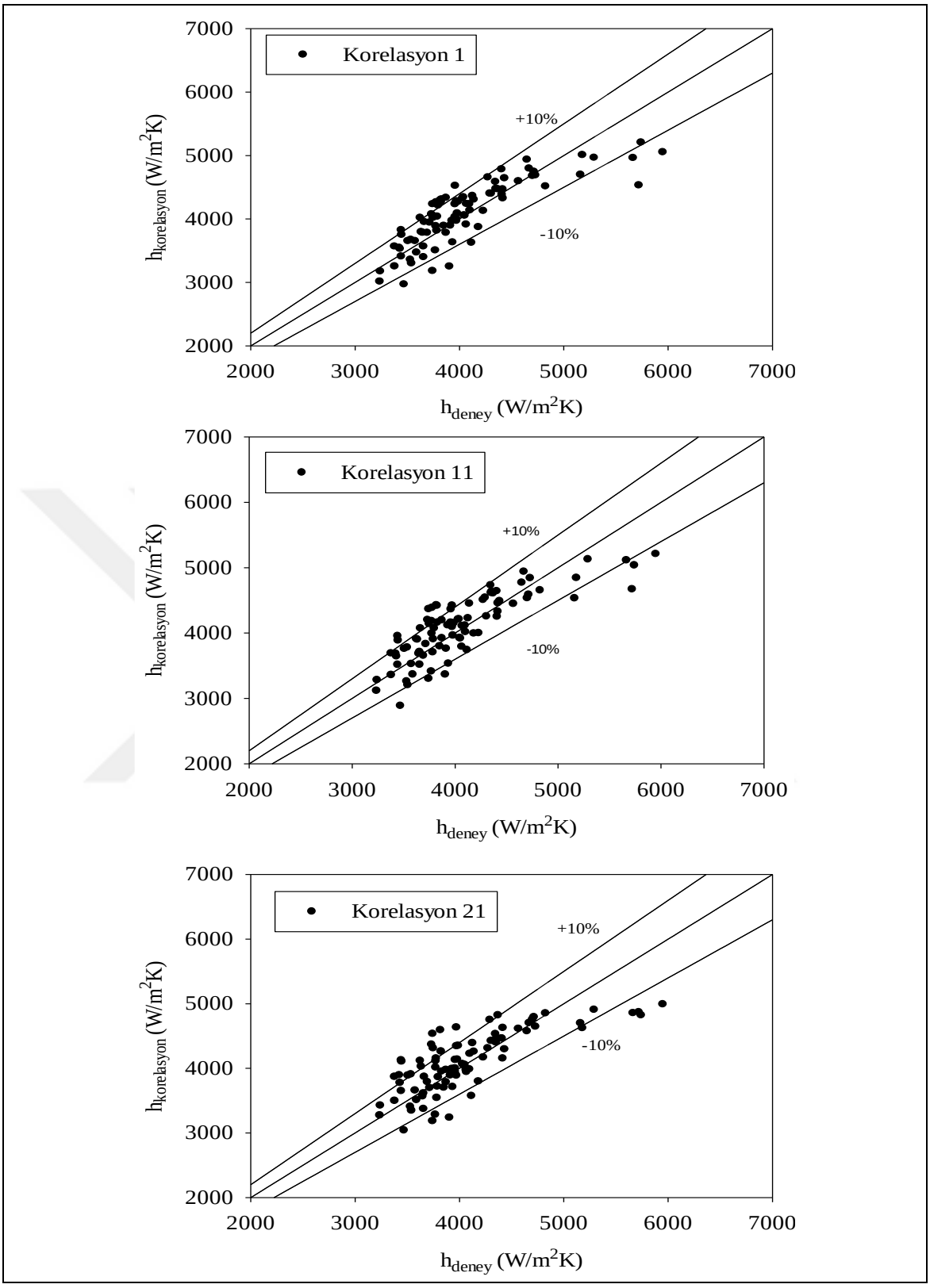
	No	Korelasyon	R Değeri	Mutlak ortalama hata (%)
En iyi iki değişkenli	21	$h_{TP} = 260.12 h_{lo}^{0.46} x^{0.25}$	0.75	7.2
	22	$h_{TP} = 175.21 h_{lo}^{0.45} X_{tt}^{-0.13}$	0.74	7.5
	23	$h_{TP} = 165.42 h_{lo}^{0.45} Co^{-0.14}$	0.73	7.5
	24	$h_{TP} = 476.94 h_{lo}^{0.54} Bo^{0.16}$	0.54	9.2
	25	$h_{TP} = 10^{-37.33} h_{lo}^{14.14} Fr_l^{-5.52}$	0.54	9.1
	26	$h_{TP} = 23.38 h_{lo}^{1.25} We_g^{-0.37}$	0.54	9.1
	27	$h_{TP} = 157.27 h_{lo}^{0.64} Fr_g^{-0.12}$	0.54	9.1
	28	$h_{TP} = 10^{6.90} h_{lo}^{-1.68} Fr_g^{0.81}$	0.54	9.1

Her bir set deney için geliştirilen korelasyonun ve literatürdeki korelasyonun hataları Çizelge 4.7'de verilmiştir. Kattan vd. [65], Gungor ve Winterton [66], Kenning ve Cooper [67], Wongsangam vd.[64] ve Shah [68] korelasyonları deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmış olup ortalama mutlak hatalar sırasıyla %14, %9 %22, %8 ve %20 olarak hesaplanmıştır. Çizelge 4.6'da verilen Korelasyon 1 ise deneysel sonuçları %6 ortalama mutlak hata ile tahmin edebilmektedir.

Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması en iyi dört değişkenli (Korelasyon 1), en iyi üç değişkenli (Korelasyon 11) ve en iyi iki değişkenli (Korelasyon 21) korelasyonlar için Şekil 4.47'de verilmiştir. Şekilden de görüleceği üzere en iyi tahmin dört değişkenli koelasyon ile yapılmış olup deney datalarının büyük bir çoğunluğu ±%10 hata bandının içerisinde kalmıştır.

Çizelge 4.7 Düz boru için geliştirilen ısı taşınım katsayısı korelasyonlarının karşılaştırılması

Deney şartı	Kattan vd. [65]	Gungor ve Winterton [66]	Kenning ve Cooper [67]	Wongsagnam vd. [64]	Shah [68]	Geliştirilen korelasyon
T15G190q10 (x=0.33-0.84)	14	5	24	7	27	4
T15G190q15 (x=0.25-0.79)	17	6	33	6	28	4
T15G290q10 (x=0.36-0.75)	24	7	7	5	7	9
T15G290q15 (x=0.30-0.79)	11	5	18	5	19	4
T15G381q10 (x=0.24-0.62)	19	10	8	6	9	7
T15G381q15 (x=0.30-0.64)	12	11	11	9	12	6
T22G190q10 (x=0.29-0.81)	27	14	39	18	20	9
T22G190q15 (x=0.32-0.82)	15	4	32	9	20	9
T22G290q10 (x=0.30-0.80)	8	11	22	10	26	5
T22G290q15 (x=0.32-0.86)	7	11	24	5	26	7
T22G381q10 (x=0.17-0.63)	7	9	22	13	23	6
T22G381q15 (x=0.18-0.67)	10	12	28	7	24	9
Mutlak ortalama hata (%)	14	9	22	8	20	6



Şekil 4.47 Düz borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması

.

4.9.2 Mikrokanatlı Borularda Kaynama Isı Taşınım Katsayısı Korelasyonu

Bölüm 2.5.1'de anlatılan çoklu lineer regresyon yöntemi kullanılarak farklı parametreleri içeren ısı taşınım katsayısı korelasyonları geliştirilmiş olup geliştirilen korelasyonlar ve her bir korelasyona ait R ve mutlak ortalama hata değerleri Çizelge 4.8'de verilmiştir. Dört farklı parametre, üç parametre ve iki parametre kullanılarak elde edilen korelasyonlarından en yüksek R ve mutlak ortalama hata değerlerine sahip olanları aşağıda verilmiştir.

Çizelge 4.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar

	No	Korelasyon	R Değeri	Ortalama mutlak hata (%)
En iyi dört değişkenli	1	$h_{TP} = 4.74 h_{lo}^{1.73} Bo^{-0.13} We_g^{-0.63} x^{0.20}$	0.69	7.9
	2	$h_{TP} = 125.01 h_{lo}^{0.69} Bo^{-0.13} Fr_g^{-0.21} x^{0.20}$	0.69	7.9
	3	$h_{TP} = 10^{10.02} h_{lo}^{-3.22} Bo^{-0.12} We_l^{1.36} x^{0.20}$	0.69	7.9
	4	$h_{TP} = 10^{-72.907} h_{lo}^{26.28} X_{tt}^{-0.11} Bo^{-0.12} Fr_l^{-10.45}$	0.68	8.1
	5	$h_{TP} = 1.68 h_{lo}^{1.93} Bo^{-0.12} Co^{-0.12} We_g^{-0.71}$	0.68	8.1
	6	$h_{TP} = 2.06 h_{lo}^{1.89} X_{tt}^{-0.11} Bo^{-0.12} We_g^{-0.69}$	0.68	8.1
	7	$h_{TP} = 67.47 h_{lo}^{0.76} Bo^{-0.12} Fr_g^{-0.24} Co^{-0.12}$	0.68	8.1
	8	$h_{TP} = 75.23 h_{lo}^{0.74} X_{tt}^{-0.11} Bo^{-0.12} Fr_g^{-0.23}$	0.68	8.1
	9	$h_{TP} = 5801.11 h_{lo}^{0.16} X_{tt}^{-4.37} Bo^{-0.12} Co^{4.80}$	0.68	8.1
	10	$h_{TP} = 10^{10.76} h_{lo}^{-3.65} Bo^{-0.12} Co^{-0.12} We_l^{1.53}$	0.68	8.1
En iyi üç değişkenli	11	$h_{TP} = 8.02 h_{lo}^{1.74} x^{0.19} We_g^{-0.57}$	0.67	8.0
	12	$h_{TP} = 156.21 h_{lo}^{0.79} x^{0.19} Fr_g^{-0.19}$	0.67	8.0
	13	$h_{TP} = 10^{8.73} h_{lo}^{-2.55} We_l^{1.20} x^{0.27}$	0.67	8.0
	14	$h_{TP} = 3.02 h_{lo}^{1.93} Co^{-0.11} We_g^{-0.64}$	0.66	8.2
	15	$h_{TP} = 3.64 h_{lo}^{1.89} X_{tt}^{-0.10} We_g^{-0.63}$	0.66	8.2
	16	$h_{TP} = 96.70 h_{lo}^{0.84} X_{tt}^{-0.10} Fr_g^{-0.21}$	0.66	8.2

Çizelge 4.8 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonlar (Devamı)

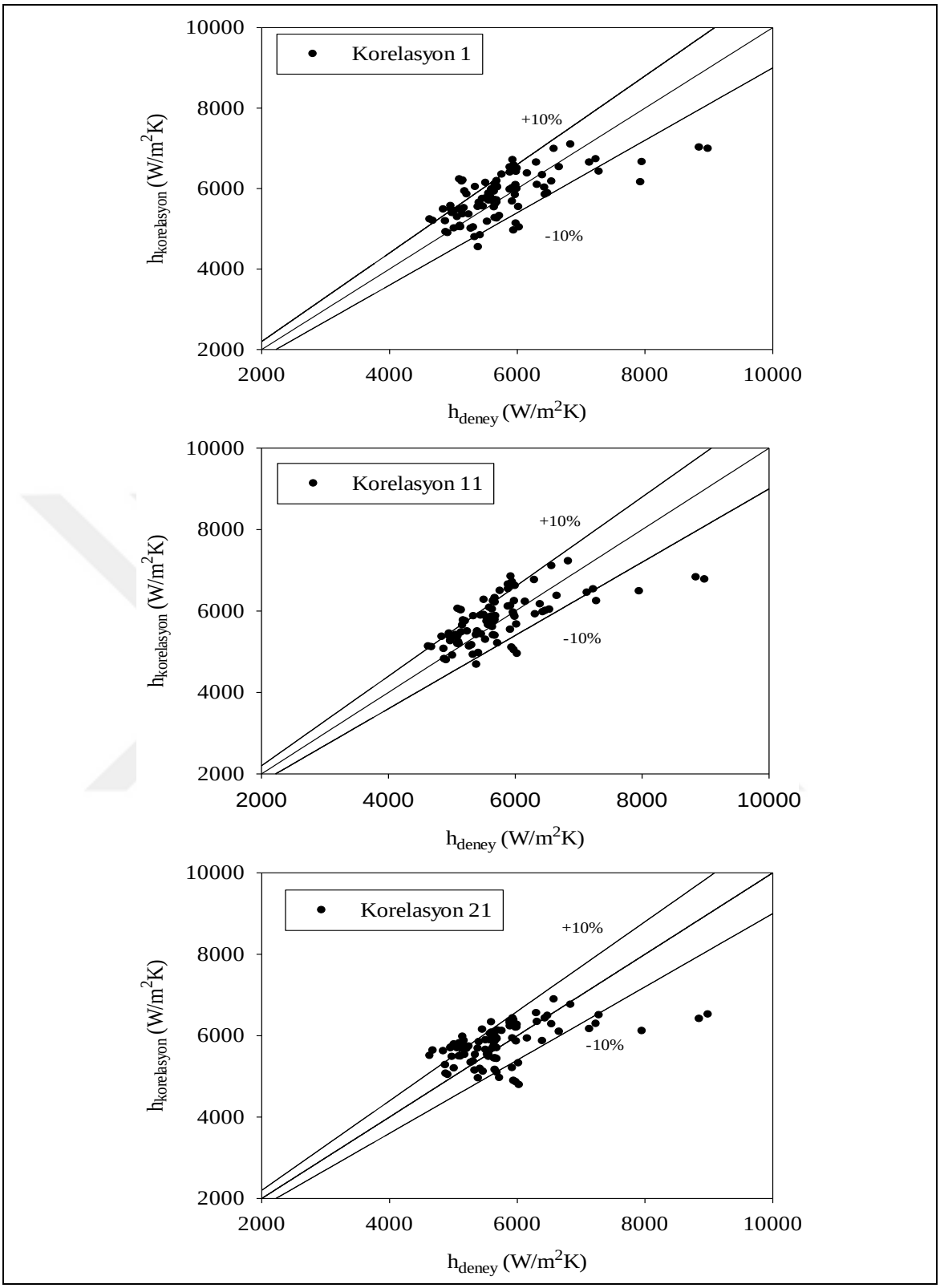
	No	Korelasyon	R Değeri	Ortalama mutlak hata (%)
En iyi üçdeğişkenli	17	$h_{TP} = 5058.75 h_{lo}^{0.32} X_{tt}^{-3.98} Co^{4.37}$	0.66	8.2
	18	$h_{TP} = 10^{10.08} h_{lo}^{-3.16} We_l^{1.39} Co^{-0.11}$	0.66	8.2
	19	$h_{TP} = 2002.52 h_{lo}^{0.32} Co^{0.27} x^{0.62}$	0.62	8.3
	20	$h_{TP} = 1641.96 h_{lo}^{0.32} X_{tt}^{0.21} x^{0.58}$	0.61	8.4
En iyi iki değişkenli	21	$h_{TP} = 635.13 h_{lo}^{0.32} X_{tt}^{-0.10}$	0.56	8.7
	22	$h_{TP} = 609.52 h_{lo}^{0.32} Co^{-0.11}$	0.55	8.8
	25	$h_{TP} = 6.71 h_{lo}^{1.80} We_g^{-0.62}$	0.53	8.9
	26	$h_{TP} = 169.18 h_{lo}^{0.78} Fr_g^{-0.21}$	0.53	8.9
	27	$h_{TP} = 10^{10.03} h_{lo}^{-3.08} We_l^{1.33}$	0.53	8.9
	28	$h_{TP} = 1064.66 h_{lo}^{0.24} Bo^{-0.02}$	0.4	9.5

Her bir set deney için geliştirilen korelasyonun ve literatürdeki korelasyonun hataları Çizelge 4.9'da verilmiştir. Hamilton vd. [69], Cavallini [70], Chamra ve Mago [71], Wongsangam vd. [64] ve Wu vd. [62] korelasyonları deneysel sonuçlar ile karşılaştırılmış olup ortalama mutlak hatalar sırasıyla %12, %33 %49, %26 ve %50 olarak hesaplanmıştır. Çizelge 4.8'de verilen Korelasyon 1 ise deneysel sonuçları %8 ortalama mutlak hata ile tahmin edebilmektedir.

Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması en iyi dört değişkenli (Korelasyon 1), en iyi üç değişkenli (Korelasyon 11) ve en iyi iki değişkenli korelasyonlar (Korelasyon 21) için Şekil 4.48'de verilmiştir. Şekilden de görüleceği üzere en iyi tahmin dört değişkenli koelasyon ile yapılmış olup deney datalarının büyük bir çoğunluğu ±%10 hata bandının içerisinde kalmıştır.

Çizelge 4.9 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyon ile mevcut korelasyonarın karşılaştırılması

Deney şartı	Hamilton vd. [69]	Cavallini vd. [70]	Chamro ve Mago [71]	Wongsagnam vd. [64]	Wu vd. [62]	Geliştirilen korelasyon
T15G190q10 (x= 0.36-0.75)	11	42	55	14	32	3
T15G190q15 (x= 0.32-0.79)	15	47	55	28	29	8
T15G290q10 (x= 0.32-0.70)	10	37	60	25	69	8
T15G290q15 (x= 0.32-0.73)	13	42	60	41	65	4
T15G381q10 (x= 0.22-0.57)	3	20	41	24	73	7
T15G381q15 (x= 0.25-0.61)	11	27	47	36	80	6
T22G190q10 (x= 0.25-0.77)	16	31	43	15	27	13
T22G190q15 (x= 0.30-0.79)	10	39	45	20	19	5
T22G290q10 (x= 0.31-0.76)	8	18	38	10	35	9
T22G290q15 (x= 0.39-0.73)	17	47	69	44	64	8
T22G381q10 (x= 0.23-0.65)	21	13	17	16	31	13
T22G381q15 (x= 0.24-0.73)	9	36	56	45	71	6
Ortalama mutlak hata (%)	12	33	49	26	50	8



Şekil 4.48 Mikrokanatlı borularda kaynama ısı taşınım katsayısı için geliştirilen korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması

.

4.10 Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonun Geliştirilmesi

4.10.1 Düz Borularda Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonu

Bölüm 2.5.2'de anlatılan lineer regresyon yöntemi kullanılarak sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için ϕ_l^2, ϕ_{lo}^2, ϕ_g^2 ve ϕ_{go}^2 gibi farklı çarpanlar Martinelli parametresinin, (1-x)/x'in ve kuruluk derecesinin fonksiyonu olarak elde edilmiş Çizelge 4.10'da verilmiştir. Korelasyonların türetildikleri değişkenler ile değişimi Şekil 4.49, Şekil 4.50, Şekil 4.51, Şekil 4.52, Şekil 4.53 ve Şekil 4.54'de verilmiştir.

Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanı ile mevcut korelasyonarın karşılaştırılması Çizelge 4.11'de verilmiştir. Çizelgeden görüldüğü üzere Çizelge 4.10'de verilen Korelasyon 2 ile %11 ortalama mutlak hataya sahip korelasyon geliştirilmiştir.

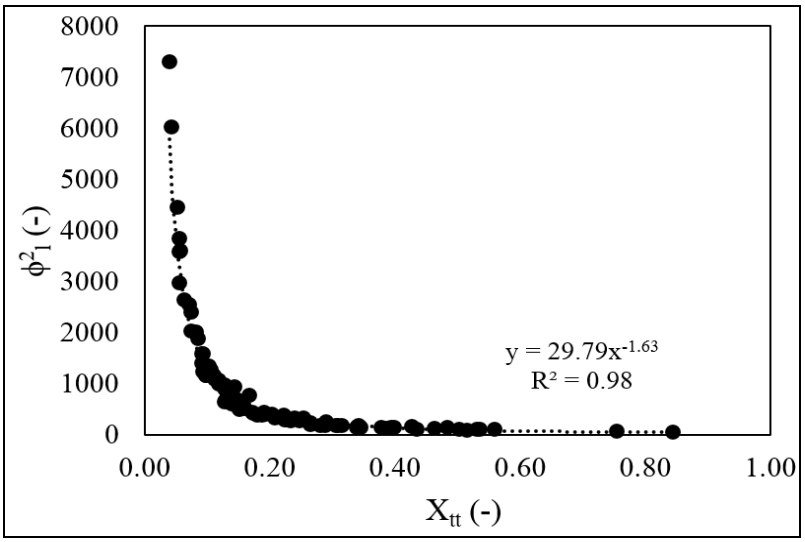
Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen çarpan korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması 6 korelasyon için Şekil 4.55'de verilmiştir. Şekilden de görüleceği üzere deney datalarının büyük bir çoğunluğu ±%20 hata bandının içerisinde kalmıştır.

Çizelge 4.10 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen çarpan korelasyonları

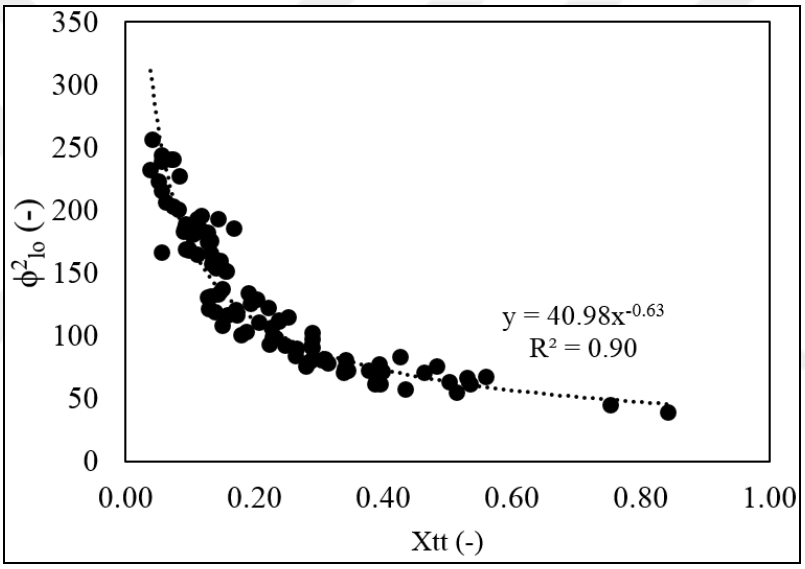
No	Korelasyon	R^2 Değeri	Mutlak Ortalama Hata (%)
1	$\phi_l^2 = 29.79X_{tt}^{-1.63}$	0.98	13
2	$\phi_{lo}^2 = 40.98X_{tt}^{-0.63}$	0.90	11
3	$\phi_g^2 = 33.85X_{tt} + 11.48$	0.78	12
4	$\phi_{go}^2 = 1.86X_{tt}^{-0.60}$	0.87	13
5	$\phi_{lo}^2 = 114.74\left(\frac{(1-x)}{x}\right)^{-0.57}$	0.89	12
6	$\phi_{lo}^2 = 308.08x - 27.43$	0.88	12

Çizelge 4.11 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanı ile mevcut korelasyonarın karşılaştırılması

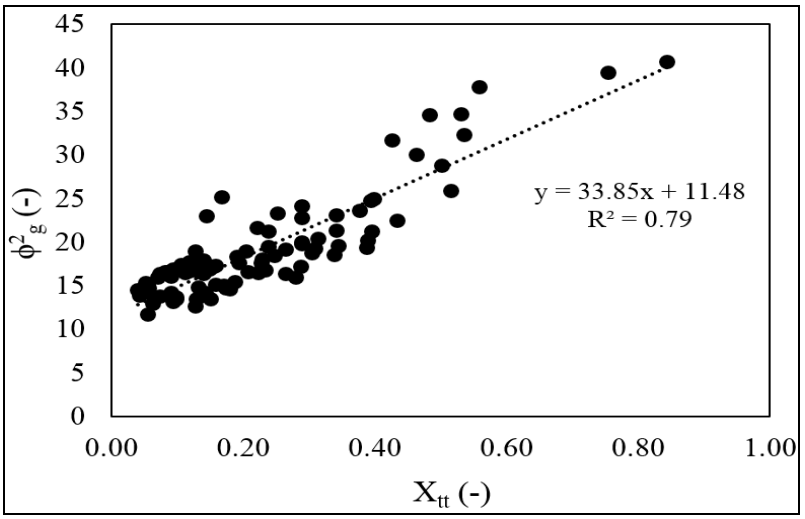
Deney şartı	Cavallini vd. [72]	Friedel [73]	Tran vd. [74]	Chen vd. [75]	Kim ve Mudawar [76]	Geliştirilen korelasyon $\left(\phi_{lo}^2\right)$
T15G190q10 (x=0.33-0.84)	15	22	27	23	23	9
T15G190q15 (x=0.25-0.79)	14	16	22	25	23	4
T15G290q10 (x=0.36-0.75)	14	27	13	26	24	8
T15G290q15 (x=0.30-0.79)	18	30	11	25	27	13
T15G381q10 (x=0.24-0.62)	16	22	7	18	21	12
T15G381q15 (x=0.30-0.64)	17	24	10	19	24	14
T22G190q10 (x=0.29-0.81)	8	15	25	34	12	15
T22G190q15 (x=0.32-0.82)	17	26	16	36	24	14
T22G290q10 (x=0.30-0.80)	13	24	10	25	24	11
T22G290q15 (x=0.32-0.86)	13	22	10	27	22	9
T22G381q10 (x=0.17-0.63)	23	26	18	26	22	15
T22G381q15 (x=0.18-0.67)	23	22	23	25	18	11
Ortalama mutlak hata	16	23	16	26	23	11



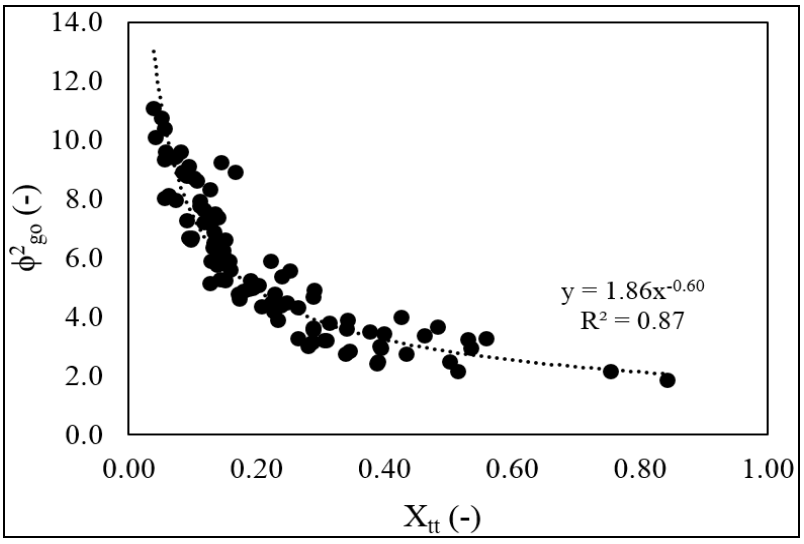
Şekil 4.49 Korelasyon 1 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



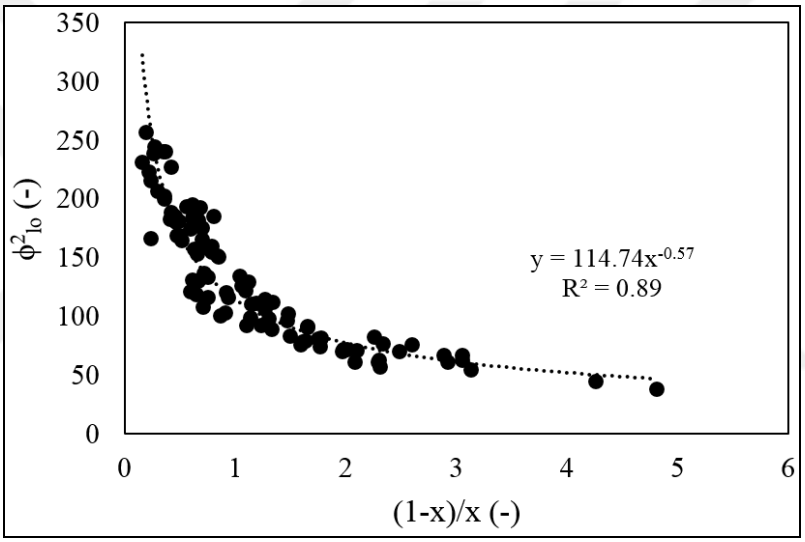
Şekil 4.50 Korelasyon 2 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



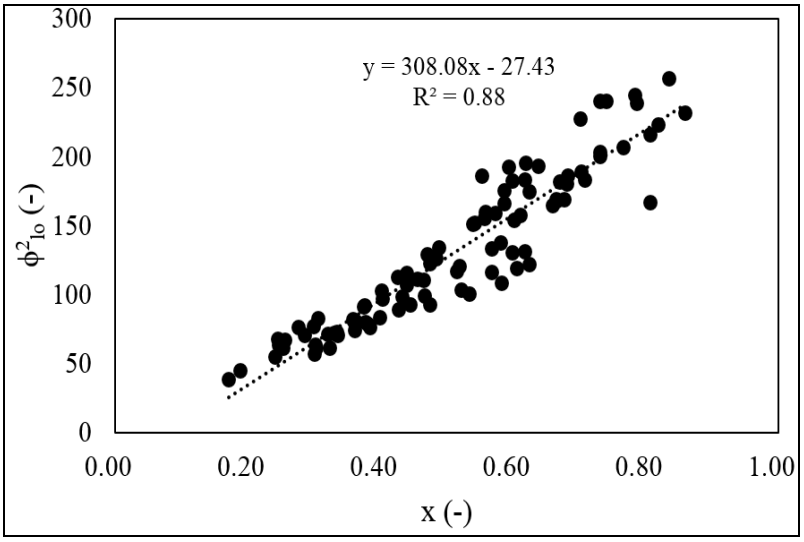
Şekil 4.51 Korelasyon 3 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



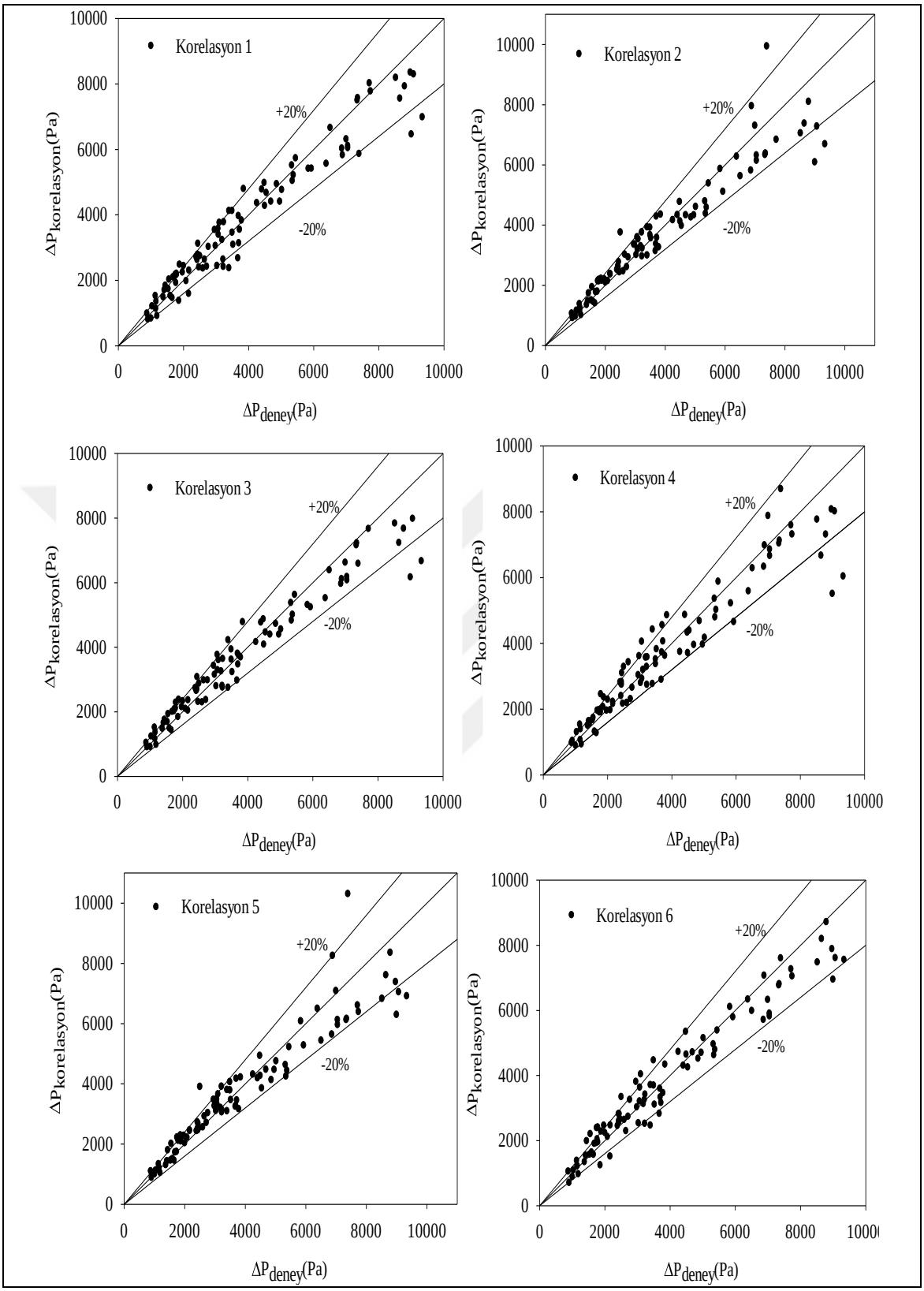
Şekil 4.52 Korelasyon 4 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



Şekil 4.53 Korelasyon 5 için çarpanın (1-x)/x ile değişimi



Şekil 4.54 Korelasyon 6 için çarpanın kurluk derecesi ile değişimi



Şekil 4.55 Düz borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyonların deneysel sonuçlarla karşılaştırılması

4.10.2 Mikrokanatlı Borularda Sürtünme Kaynaklı Basınç Düşümü Korelasyonu

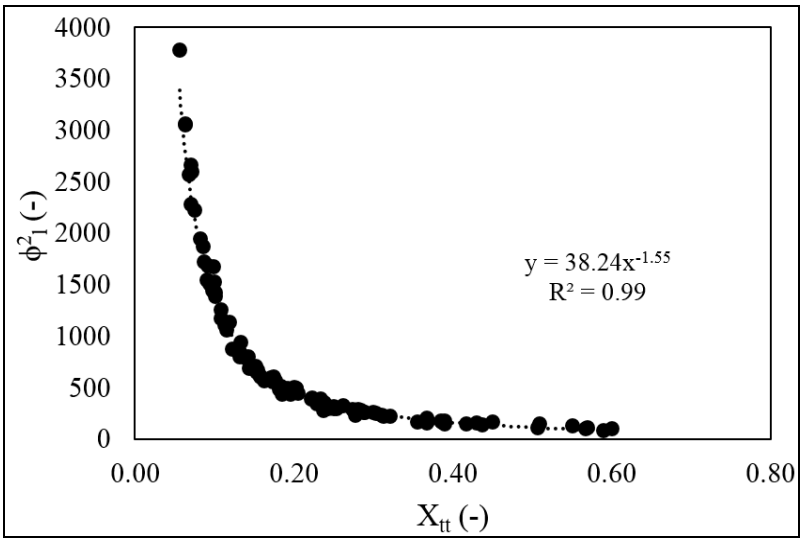
Bölüm 2.5.2'de anlatılan lineer regresyon yöntemi kullanılarak sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için ϕ_l^2, ϕ_{lo}^2, ϕ_g^2 ve ϕ_{go}^2 gibi farklı çarpanlar Martinelli parametresinin, (1-x)/x'in ve kuruluk derecesinin fonksiyonu olarak elde edilmiş Çizelge 4.10'da verilmiştir. Korelasyonların türetildikleri değişkenler ile değişimi Şekil 4.56, Şekil 4.57, Şekil 4.58, Şekil 4.59, Şekil 4.60 ve Şekil 4.61'de verilmiştir.

Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanı ile mevcut korelasyonarın karşılaştırılması Çizelge 4.11'de verilmiştir. Çizelgeden görüldüğü üzere Çizelge 4.13'de verilen Korelasyon 1 ile % 7 ortalama mutlak hataya sahip korelasyon geliştirilmiştir.

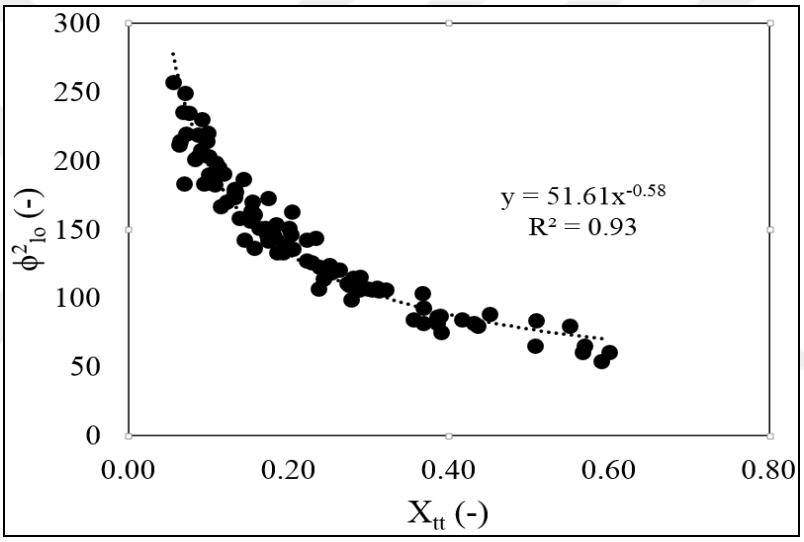
Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen çarpan korelasyonun deneysel sonuçlarla karşılaştırılması 6 korelasyon için Şekil 4.62'de verilmiştir. Şekilden de görüleceği üzere deney datalarının büyük bir çoğunluğu ±%20 hata bandının içerisinde kalmıştır.

Çizelge 4.12 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanları

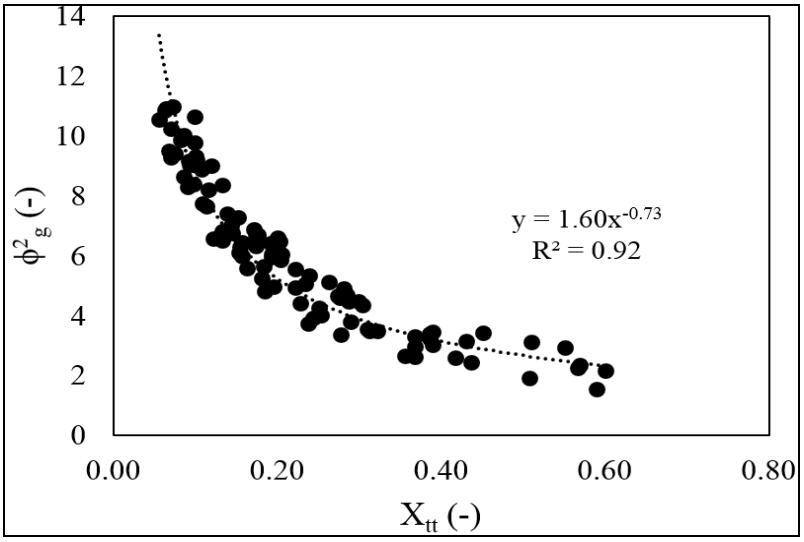
No	Korelasyon	R^2 Değeri	Ortalama mutlak hata (%)
1	$\phi_l^2 = 38.24X_{tt}^{-1.55}$	0.99	7
2	$\phi_{lo}^2 = 51.61X_{tt}^{-0.58}$	0.93	7
3	$\phi_{lo}^2 = 1.60X_{tt}^{-0.73}$	0.92	11
4	$\phi_{go}^2 = 2.54X_{tt}^{-0.58}$	0.89	10
5	$\phi_l^2 = 480.76\left(\frac{(1-x)}{x}\right)^{-1.39}$	0.99	8
6	$\phi_l^2 = 24.02e^{6x}$	0.99	8



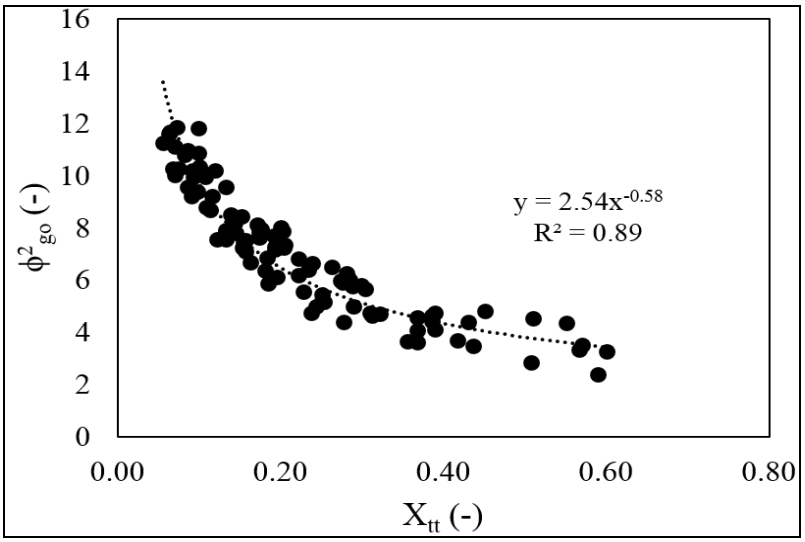
Şekil 4.56 Korelasyon 1 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



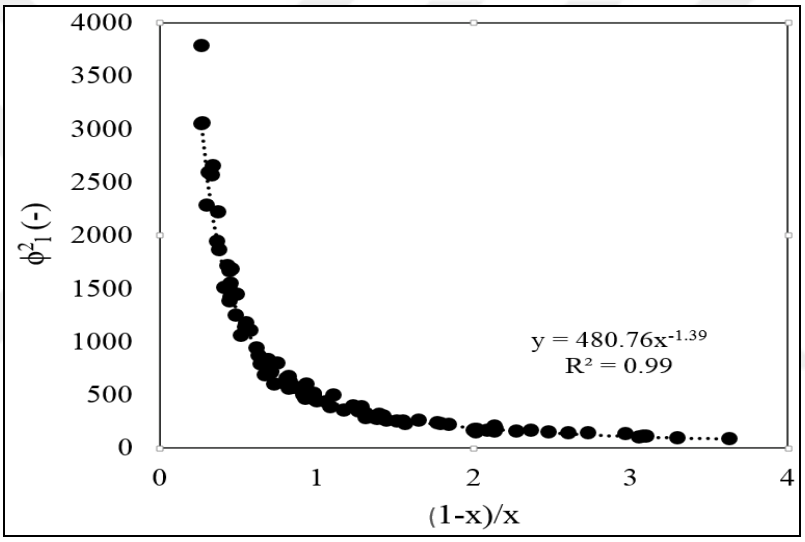
Şekil 4.57 Korelasyon 2 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



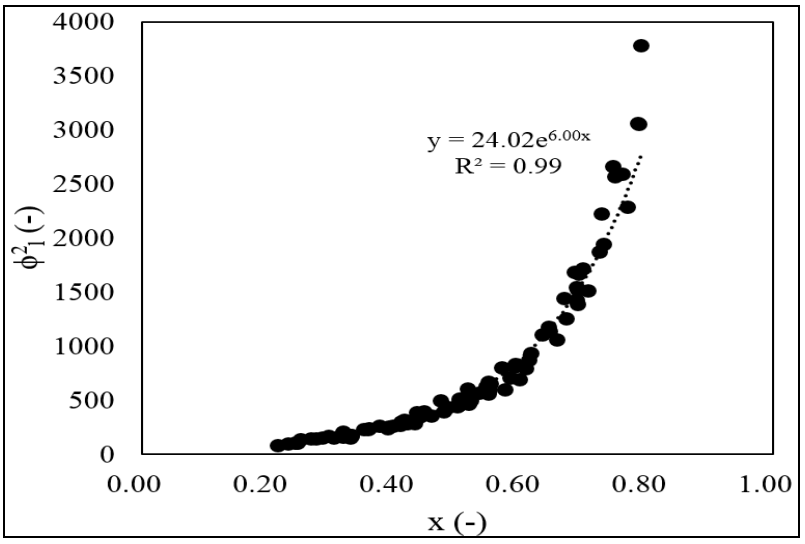
Şekil 4.58 Korelasyon 3 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



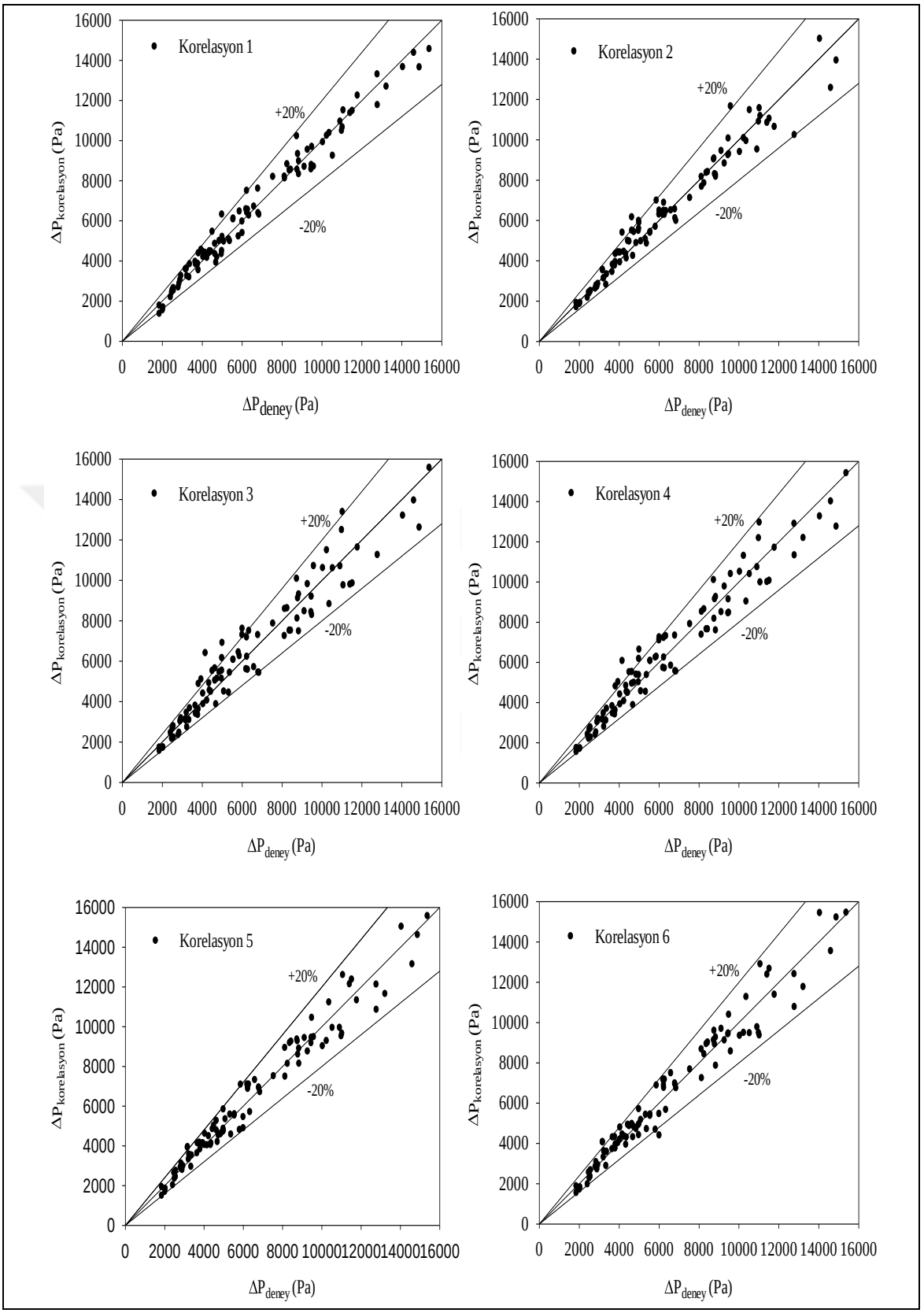
Şekil 4.59 Korelasyon 4 için çarpanın Martinelli parametresi ile değişimi



Şekil 4.60 Korelasyon 5 için çarpanın (1-x)/x ile değişimi



Şekil 4.61 Korelasyon 6 için çarpanın kuruluk derecesi ile değişimi



Şekil 4.62 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyonların deneysel sonuçlarla karşılaştırılması

Çizelge 4.13 Mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümü için geliştirilen korelasyon çarpanı ile mevcut korelasyonarın karşılaştırılması

Deney şartı	Wongsangam vd. [64]	Rollman ve Spindler [77]	Choi vd. [78]	Kuo ve Wang [79]	Goto vd. [45]	Geliştirilen korelasyon (ϕ_l)
T15G190q10 (x= 0.36-0.75)	30	21	11	20	41	8
T15G190q15 (x= 0.32-0.79)	11	45	15	37	52	7
T15G290q10 (x= 0.32-0.70)	19	21	7	13	35	9
T15G290q15 (x= 0.32-0.73)	19	31	10	23	42	10
T15G381q10 (x= 0.22-0.57)	23	16	9	12	35	3
T15G381q15 (x= 0.25-0.61)	13	24	9	18	39	7
T22G190q10 (x= 0.25-0.77)	11	44	20	35	49	10
T22G190q15 (x= 0.30-0.79)	13	48	21	40	52	7
T22G290q10 (x= 0.31-0.76)	14	20	18	26	42	7
T22G290q15 (x= 0.39-0.73)	18	41	22	34	47	5
T22G381q10 (x= 0.23-0.65)	12	20	25	20	38	5
T22G381q15 (x= 0.24-0.73)	14	31	17	25	42	4
Ortalama mutlak hata (%)	16	30	16	25	43	7

BÖLÜM 5

BELİRSİZLİK ANALİZİ

Sayısal çalışmalarla karşılaştırıldıklarında deneysel çalışmalarla elde edilen sonuçlar her zaman bir takım hatalar içermemektedirler. Belirsizlikler sebebiyle ortaya çıkan bu hataların bilinmesi deneysel sonuçların değerlendirilmesi açısından önemli olduğu kadar deneysel çalışmalarda kullanılacak ekipmanların seçimi açısından da önemlidir. Ölçülecek değerlerin hassasiyetlerinin ölçümde kullanılacak ekipmanların doğrulukları ile ilişki oldukları düşünülürse ekipmanların seçimi açısından ne kadar önemli olduğu anlaşılabilir.

Deneysel çalışmalarda hatalar deneyi yapan kişi ya da deneysel düzenek/ölçüm ekipmanları sebebiyle ortaya çıkabilir. Bu iki hatadan birincisinden deneylerin tecrübeli bir kişi tarafından yapılması ile kaçınılabilirken ikincisinden kaçınmak imkânsızdır. Deneysel düzenek/ölçüm ekipmanları sebebiyle ortaya çıkan hatalar deneysel ekipmanların yapısından/yanlış tasarımdan kaynaklanan hatalar, sabit hatalar ve rastgele hatalar olarak kabul edilmektedir [92], [93].

- Deneysel ekipmanların yapısından kaynaklanan hatalarda deneysel sonuçlar beklenenden çok farklı ölçüleceği için deney düzeneğinde gerekli ekipman değişimi yapılarak bu hata ortadan kaldırılabilir. Diğer iki hatayla (sabit ve rastgele hatalar) kıyaslandığında belirlenmesi kolaydır.

- Sabit hatalar, bazı bilinmeyen sebeplerden dolayı aynı değerin farklı seferlerde farklı olarak okunması olarak tanımlanır ve sistematik veya bias hataları olarak da ifade edilirler.

•Rastgele hatalar, ekipmanlardaki elektronik dalgalanmalar, deney yapan kişinin dikkat, sürtünme, ısınma vb. sebeplerle ortaya çıkmaktadırlar.

5.1 Belirsizlik Analizi Yöntemi

Bu çalışmada, deneysel sonuçlara ait sabit hataların hesaplanmasında Kline ve McClintock [94] tarafından ortaya konulan belirsizlik analizi yöntemi kullanılmıştır.

Deneysel çalışma ile belirlenmesi istenen büyüklüğün R ve bu büyüklüğe etki eden bağımsız değişken sayısının n olduğunu kabul edelim.

$$R = R(X_1, X_2, X_3, X_4, ..., X_n) \tag{5.1}$$

$X_1, X_2, X_3, X_4, \ldots X_n$ gibi bağımsız değişkenlere ait hata oranları $w_1, w_2, w_3, w_4, \ldots w_n$ olmak üzere R büyüklüğünün hata oranı olan w_R şöyle ifade edilir:

$$w_R = \sqrt{\left(\frac{\partial R}{\partial X_1} w_1\right)^2 + \left(\frac{\partial R}{\partial X_2} w_2\right)^2 + \left(\frac{\partial R}{\partial X_3} w_3\right)^2 + \left(\frac{\partial R}{\partial X_4} w_4\right)^2 ..... + \left(\frac{\partial R}{\partial X_n} w_n\right)^2} \tag{5.2}$$

Bu yöntem kullanılarak ısı taşınım katsayısı, kütlesel akı, test bölgesi girişindeki kuruluk derecesi ve toplam basınç düşümü için deneysel ölçümlerden kaynaklanan belirsizlikler hesaplanmış olup detayları aşağıda verilmiştir.

5.2 Isı Taşınım Katsayısı İçin Belirsizlik Analizi

$$h_{deneysel} = \frac{\dot{Q}_{gk}}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})} \tag{5.3}$$

$$w_h = \pm\sqrt{\left(\frac{\partial h}{\partial \dot{Q}_{gk}} w_{GK}\right)^2 + \left(\frac{\partial h}{\partial A} w_A\right)^2 + \left(\frac{\partial h}{\partial T_{y,ort}} w_{T_{y,ort}}\right)^2 + \left(\frac{\partial h}{\partial T_{R134a,ort}} w_{T_{R134a,ort}}\right)^2} \tag{5.4}$$

Boru yüzey alanı ölçümünden gelen belirsizlikler ihmal edilirse denklem şu hale gelir:

$$w_h = \pm\sqrt{\left(\frac{\partial h}{\partial \dot{Q}_{gk}} w_{GK}\right)^2 + \left(\frac{\partial h}{\partial T_{y,ort}} w_{T_{y,ort}}\right)^2 + \left(\frac{\partial h}{\partial T_{R134a,ort}} w_{T_{R134a,ort}}\right)^2} \tag{5.5}$$

Denklemdeki parametreler şu şekilde elde edilir:

$$\frac{\partial h}{\partial \dot{Q}_{gk}} = \frac{1}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})} \tag{5.6}$$

$$\frac{\partial h}{\partial T_{T_{y,ort}}} = \frac{-\dot{Q}_{gk}}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})^2} \tag{5.7}$$

$$\frac{\partial h}{\partial T_{R134a,ort}} = \frac{\dot{Q}_{gk}}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})^2} \tag{5.8}$$

Yüzey termoelemanlarının (10 adet) belirsizliği şöyle ifade edilebilir:

$$w_{T_{y,ort}} = \pm\sqrt{\left(\frac{\partial T_{y,ort}}{\partial T_1} w_{T_1}\right)^2 + ... + \left(\frac{\partial T_{y,ort}}{\partial T_{10}} w_{T_{10}}\right)^2} \tag{5.9}$$

$$w_h = \pm\sqrt{\left(\frac{1}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})} w_{GK}\right)^2 + \left(\frac{-\dot{Q}_{gk}}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})^2} w_{T_{y,ort}}\right)^2 + \left(\frac{\dot{Q}_{gk}}{A(T_{y,ort} - T_{R134a,ort})^2} w_{T_{R134a,ort}}\right)^2} \tag{5.10}$$

5.3 Kütlesel Akı İçin Belirsizlik Analizi

$$G = \frac{\dot{m}}{A_k} \tag{5.11}$$

$$w_G = \pm\sqrt{\left(\frac{\partial G}{\partial \dot{m}} w_{\dot{m}}\right)^2 + \left(\frac{\partial G}{\partial A_k} w_{A_k}\right)^2} \tag{5.12}$$

Boru ölçümünden gelen belirsizlikler ihmal edilirse denklem şu hale gelir:

$$w_G = \pm\sqrt{\left(\frac{\partial G}{\partial \dot{m}} w_{\dot{m}}\right)^2} \tag{5.13}$$

$$\frac{\partial G}{\partial \dot{m}} = \frac{1}{A_k} \tag{5.14}$$

$$w_G = \pm\sqrt{\left(\frac{1}{A_k} w_{\dot{m}}\right)^2} \tag{5.15}$$

5.4 Test Bölgesi Girişindeki Kuruluk Derecesi İçin Belirsizlik Analizi

$$x_{g,TB} = \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} (T_{su,g} - T_{su,ç}) - \dot{m}_{R134a} c_{p,R134a} (T_{R134a,ç} - T_{R134a,g})}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} + x_{g,buh} \tag{5.16}$$

$$x_{g,TB} = \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} (T_{su,g} - T_{su,ç})}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} \frac{- c_{p,R134a} (T_{R134a,ç,} - T_{R134a,g})}{h_{fg,R134a}} + x_{g,buh} \tag{5.17}$$

$$x_{g,TB} = \left(\frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} T_{su,g}}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} - \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} T_{su,ç}}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} - \frac{c_{p,R134a} T_{R134a,ç}}{h_{fg,R134a}} + \frac{c_{p,R134a} T_{R134a,g}}{h_{fg,R134a}} \right) + x_{g,buh} \tag{5.18}$$

Fiziksel özelliklerden ve buharlaştırıcı girişindeki kuruluk derecesinden gelen belirsizlikler ihmal edilirse denklem şu hale gelir:

$$w_{x_g} = \pm \sqrt{\left(\frac{\partial x_g}{\partial \dot{m}_{su}} w_{\dot{m}_{su}} \right)^2 + \left(\frac{\partial x_g}{\partial T_{su,g}} w_{T_{su,g}} \right)^2 + \left(\frac{\partial x_g}{\partial T_{su,ç}} w_{T_{su,ç}} \right)^2 + \left(\frac{\partial x_g}{\partial \dot{m}_{R134a}} w_{\dot{m}_{R134a}} \right)^2 + \left(\frac{\partial x_g}{\partial T_{R134a,ç}} w_{T_{R134a,ç}} \right)^2 + \left(\frac{\partial x_g}{\partial T_{R134a,g}} w_{T_{R134a,g}} \right)} \tag{5.19}$$

$$\frac{\partial x_g}{\partial \dot{m}_{su}} = \frac{c_{p,su} T_{su,g}}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} - \frac{c_{p,su} T_{su,ç}}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} = \frac{c_{p,su} (T_{su,g} - T_{su,ç})}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} \tag{5.20}$$

$$\frac{\partial x_g}{\partial T_{su,g}} = \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su}}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} \tag{5.21}$$

$$\frac{\partial x_g}{\partial T_{su,ç}} = - \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su}}{\dot{m}_{R134a} h_{fg,R134a}} \tag{5.22}$$

$$\frac{\partial x_g}{\partial \dot{m}_{R134a}} = - \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} T_{su,g}}{(\dot{m}_{R134a})^2 h_{fg,R134a}} + \frac{\dot{m}_{su} c_{p,su} T_{su,ç}}{(\dot{m}_{R134a})^2 h_{fg,R134a}} \tag{5.23}$$

$$\frac{\partial x_g}{\partial T_{R134a,g}} = \frac{c_{p,R134a}}{h_{fg,R134a}} \tag{5.24}$$

$$w_{x_g} = \pm \sqrt{\begin{aligned} &\left(\frac{c_{p,su}(T_{su,g}-T_{su,ç})}{\dot{m}_{R134a}h_{fg,R134a}}w_{\dot{m}_{su}}\right)^2+\left(\frac{\dot{m}_{su}c_{p,su}}{\dot{m}_{R134a}h_{fg,R134a}}w_{T_{su,g}}\right)^2+\\ &\left(-\frac{\dot{m}_{su}c_{p,su}}{\dot{m}_{R134a}h_{fg,R134a}}w_{T_{su,ç}}\right)^2+\\ &\left(\left(-\frac{\dot{m}_{su}c_{p,su}T_{su,g}}{(\dot{m}_{R134a})^2h_{fg,R134a}}+\frac{\dot{m}_{su}c_{p,su}T_{su,ç}}{(\dot{m}_{R134a})^2h_{fg,R134a}}\right)w_{\dot{m}_{R134a}}\right)^2\\ &+\left(-\frac{c_{p,R134a}}{h_{fg,R134a}}w_{T_{R134a,ç}}\right)^2+\\ &\left(\frac{c_{p,R134a}}{h_{fg,R134a}}w_{T_{R134a,g}}\right) \end{aligned}} \tag{5.25}$$

5.5 Basınç Düşümü İçin Belirsizlik Analizi

$$\Delta P_{toplam} = P_{g,TB} - P_{ç,TB} \tag{5.26}$$

$$w_{\Delta P} = \pm\sqrt{\left(\frac{\partial \Delta P}{\partial P_{g,TB}}w_{P_{g,TB}}\right)^2+\left(\frac{\partial \Delta P}{\partial P_{ç,TB}}w_{P_{ç,TB}}\right)^2} \tag{5.27}$$

$$\frac{\partial \Delta P}{\partial P_{g,TB}} = 1 \tag{5.28}$$

$$\frac{\partial \Delta P}{\partial P_{ç,TB}} = -1 \tag{5.29}$$

$$w_{\Delta P} = \pm\sqrt{\left(w_{P_{g,TB}}\right)^2+\left(-w_{P_{ç,TB}}\right)^2} \tag{5.30}$$

Yukarıda verilen denklemler kullanılarak hesaplanan belirsizlik analizi sonuçları Çizelge 5.1'de verilmiştir.

Çizelge 5.1 Deneylere ait belirsizlik analiz sonuçları

Büyüklük	Belirsizlik
Isı taşınım katsayısı	±%11
Kütlesel akı	±%5
Kuruluk derecesi	±%8
Toplam basınç düşümü	±%1

BÖLÜM 6

SONUÇ VE ÖNERİLER

Bu çalışma kapsamında, düz ve mikrokanatlı borularda kaynamalı akış sırasında ısı taşınım katsayısı ve basınç düşümünü R134a soğutucu akışkanı kullanılarak deneysel olarak incelenmiştir. Farklı çalışma şartlarının (kütlesel akı, kuruluk derecesi, ısı akısı ve doyma sıcaklığının) ısı transferi ve basınç düşümüne etkisi incelenmiş olup aynı deneysel şartlarda düz ve mikrokanatlı boru birbiriyle karşılaştırılmıştır. Farklı parametreler göz önüne alınarak termal/hidrolik performans değişimi incelenmiştir. Bunlara ek olarak deneysel sonuçlar kullanılarak düz ve mikrokanatlı borularda kullanılmak üzere ısı taşınım katsayısı ve sürtünme kaynaklı basınç düşümü korelasyonları geliştirilmiştir.

6.1 Sonuçlar

•Düz ve mikrokanatlı borular ile ısı taşınım katsayısını belirlemeye yönelik yapılan deneylerde çalışılan deneysel şartlarda kütlesel akı ve kuruluk derecesinin doyma sıcaklığı ve ısı akısına kıyasla ısı taşınım katsayısı üzerinde etkili parametreler olduğu belirlenmiştir.

- Boru boyunca yerel ısı taşınım katsayısı buharlaşan miktarın artması ile artmaktadır.

- Farklı doyma sıcaklığı ve ısı akısı şartlarında, hem düz hem de mikrokanatlı borularda kütlesel akının 290 kg/m^{2}s ve 381 kg/m^{2}s olduğu deneylerde ısı taşınım katsayısı kuruluk derecesi ile arttığı kütlesel akının 190 kg/m^{2}s olduğu deneylerde ise ısı taşınım katsayısının neredeyse sabit kaldığı gözlenmiştir.

- Artan doyma sıcaklığı ile ısı taşınım katsayısı hem düz hem de mikrokanatlı borularda artmıştır.

- Düz ve mikrokanatlı borular ile toplam basınç düşümünü belirlemeye yönelik yapılan deneylerde çalışılan deneysel şartlarda kütlesel akı ve kuruluk derecesinin doyma sıcaklığı ve ısı akısına kıyasla toplam basınç düşümü üzerinde etkili parametreler olduğu belirlenmiştir.

- Mikrokantalı boru kullanımıyla ısı taşınım katsayısının çalışılan deneysel şartlarda düz boruya kıyasla 1.9 kata kadar arttığı gözlemlenmiştir.

- Mikrokantalı boru kullanımıyla toplam basınç düşümünün çalışılan deneysel şartlarda düz boruya kıyasla 2.3 kata kadar arttığı gözlemlenmiştir.

- Mikrokanatlı boru kullanımının ilk yatırımı ve işletme maliyetleri üzerine etkisi yıllık değer metodu kullanılarak incelenmiştir. Mikrokanatlı boru kullanımıyla (sadece buharlaştıcı göz önüne alındığında) en yüksek debi değeri için yıllık eşdeğer maliyetin yaklaşık olarak %20 azaldığı görülmüştür.

- Isı taşınım katsayısı için elde edilen deneysel sonuçlar literatürde düz ve mikrokanatlı borularda ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılan korelasyonlarla karşılaştırılmıştır. Literatürdeki korelasyon ile deneysel sonuçlar karşılaştırıldığında düz boruda ile en iyi tahmini %8'lik mutlak ortalama hata ile Wongsagnam vd. [64] korelasyonu yaparken mikrokanatlı boru için ise en iyi tahmini %12'lik mutlak ortalama hata ile Hamilton vd. [69] korelasyonu yapmıştır.

- Düz borularda kaynamalı akış şartlarında ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılmak üzere %6 ortalama mutlak hataya sahip korelasyon geliştirilmiştir. G=190-381 kg/m^{2}s, T=15-22°C, q"=10-15 kW/m^2, x=0.24-0.86 aralığındaki kullanılmak üzere geliştirilen bu korelasyon şöyledir:

$$h_{TP} = 5.70 h_{lo}^{1.86} Bo^{0.17} We_g^{-0.48} x^{0.27}$$

Burada,

$$h_{lo} = 0.023 \left(\frac{GD}{\mu_l}\right)^{0.8} \left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4} \frac{k_l}{D},\ Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}},\ We_g = \frac{G^2 D}{\rho_g \sigma}$$ olarak tanımlanmıştır.

- Mikrokanatlı borularda kaynamalı akış şartlarında ısı taşınım katsayısının tahmini için kullanılmak üzere %8 ortalama mutlak hataya sahip korelasyon geliştirilmiştir. G=190-381 kg/m^{2}s, T=15-22°C, q"=10-15 kW/m^2, x=0.22-0.79 aralığındaki kullanılmak üzere geliştirilen bu korelasyon şöyledir:

$$h_{TP} = 4.74 h_{lo}^{1.73} Bo^{-0.13} We_g^{-0.63} x^{0.20}$$

Burada,

$$h_{lo} = 0.023\left(\frac{GD}{\mu_l}\right)^{0.8}\left(\frac{c_{p,l}\mu_l}{k_l}\right)^{0.4}\frac{k_l}{D},\ Bo = \frac{q''}{Gh_{fg}},\ We_g = \frac{G^2 D}{\rho_g \sigma}$$ olarak tanımlanmıştır.

- Sürtünme kaynaklı basınç düşümü için için elde edilen deneysel sonuçlar literatürde düz ve mikrokanatlı borularda sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılan korelasyonlarla karşılaştırılmıştır. Literatürdeki korelasyon ile deneysel sonuçlar karşılaştırıldığında düz boruda ile en iyi tahmini %16'lik mutlak ortalama hata ile Cavallini vd. [72] korelasyonu yaparken mikrokanatlı boru için ise en iyi tahmini %16'lik mutlak ortalama hata ile Choi vd. [78] korelasyonu yapmıştır.

- Düz borularda kaynamalı akış şartlarında sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılmak üzere %11 ortalama mutlak hataya sahip çarpan korelasyonu geliştirilmiştir. G=190-381 kg/m^{2}s, T=15-22°C, q"=10-15 kW/m^2, x=0.24-0.86 aralığındaki kullanılmak üzere geliştirilen bu korelasyon şöyledir:

$$\phi_{lo}^2 = 40.98 X_{tt}^{-0.63}$$

Bu çarpan kullanılarak sürtünme katsayısı $f = 0.079\,Re^{-0.25}$ olmak üzere sürtünme kaynaklı basınç düşümü şöyle hesaplanır:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_{lo}^2\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,lo} = \left(40.98 X_{tt}^{-0.63}\right)\left(\frac{f_{lo} G^2 L}{D 2\rho_l}\right)$$

- Mikrokanatlı borularda kaynamalı akış şartlarında sürtünme kaynaklı basınç düşümünün tahmini için kullanılmak üzere %7 ortalama mutlak hataya sahip çarpan korelasyonu geliştirilmiştir. G=190-381 kg/m^{2}s, T=15-22°C, q"=10-15 kW/m^2, x=0.22-0.79 aralığındaki kullanılmak üzere geliştirilen bu korelasyon şöyledir:

$$\phi_l^2 = 38.24 X_{tt}^{-1.55}$$

Bu çarpan kullanılarak sürtünme katsayısı $f = 0.108\,Re^{-0.283}\,N^{0.221}(e/D_i)^{0.785}\alpha^{0.78}$ olmak üzere sürtünme kaynaklı basınç düşümü şöyle hesaplanır:

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_f = \phi_l^2\left(\frac{dP}{dz}\right)_{f,l} = \left(38.24 X_{tt}^{-1.55}\right)\left(\frac{f_l (G(1-x))^2 L}{D 2\rho_l}\right)$$

6.2 Öneriler

- Farklı iç çap, kanat yüksekliği, kanat sayısı ve helis açısına sahip mikrokanatlı borular kullanılarak bu parametrelerin kaynamalı akış şartları için ısı transferi ve basınç basınç düşümüne etkisi deneysel olarak incelenebilir. Bu sayede hem ısı transferinde iyileşme hem de basınç düşümünde makul artışa sebep olacak olan kanat parametreleri tespit edilebilir.

- Bu çalışmada soğutucu akışkan performansında daha ziyade boru geometrisinin etkisi incelenmiştir, R1234yf, R1234ze ve R32 gibi küresel ısınma potansiyeli düşük ve çevreci soğutucu akışkanlar kullanılarak kaynamalı akış deneyleri yapılabilir.

- Literatürde mikrokanatlı borularda kullanılmak üzere kısıtlı sayıda boşluk oranı korelasyonu sayısı arttırılarak daha iyi tahmin yapabilen korelasyonlar geliştirilebilir.

- Mikrokanatlı borularda soğutucu akışkanların iki fazlı akışında kullanılmak üzere akış haritaları geliştirilebilir.

- Mikrokanatlı borularda soğutucu akışkanlar kullanılarak tez fazlı olarak akışta ısı geçişi deneyleri yapılarak korelasyonlar elde edilebilir. Elde edilen bu korelasyonlar kullanılarak iki fazlı akışta ısı transfer katsayısının tahmin performansı arttırılabilir.

KAYNAKLAR

[1] Bejan, A. ve Kraus, A.D., (2003). Heat Transfer Handbook, First Edition, John Wiley & Sons, New Jersey.

[2] Ghiaasiaan, S.M., (2008). Two-Phase Flow, Boiling and Condensation: In Conventional ve Miniature Systems, First Edition, Cambridge University Press, Cambridge.

[3] Yuan, S., Cheng, W.L., Nian, Y.L., Zhong, Q., Fan, Y.F. ve He, J., (2017). "Evaluation of Prediction Methods for Heat Transfer Coefficient of Annular Flow and a Novel Correlation", Applied Thermal Engineering, 114:10-23.

[4] Stephan, K., (1992). Heat Transfer in Condensation and Boiling, First Edition, Springer-Verlag, New York.

[5] Woldesemayat, M. A. ve Ghajar, A.J., (2007). "Comparison of Void Fraction Correlations for Different Flow Patterns in Horizontal and Upward Inclined Pipes", International Journal of Multiphase Flow, 33(4):347-370.

[6] Dalkilic, A.S., Laohalertdecha, S. ve Wongwises, S., (2009). "Effect of Void Fraction Models on the Film Thickness of R134a during Downward Condensation in a Vertical Smooth Tube", International Communications in Heat and Mass Transfer, 36(2):172-179.

[7] Zivi, S.M., (1964). "Estimation of Steady-State Steam Void-Fraction by Means of the Principle of Minimum Entropy Production", Journal of Heat Transfer, 86(2):247-251.

[8] Rigot, G., (1973). "Fluid Capacity of an Evaporator in Direct Expansion". Plomberie, 328:133-144.

[9] Fauske, H., (1961). "Critical Two-Phase, Steam–Water Flows", Proceedings of the 1961 Heat Transfer and Fluid Mechanics Institute. Stanford University Press, Stanford, CA, 79-89.

[10] Thom, J.R.S., (1964). "Prediction of Pressure Drop During Forced Circulation Boiling of Water", International Journal of Heat and Mass Transfer, 7(7):709-724.

[11] Baroczy, C.J., (1963). "Correlation of Liquid Fraction in Two-Phase Flow with Application to Liquid Metals", Atomics International. Division of North American Aviation.

[12] Chisholm, D., (1973). "Pressure Gradients Due To Friction During The Flow of Evaporating Two-Phase Mixtures in Smooth Tubes and Channels", International Journal of Heat and Mass Transfer, 16(2):347-358.

[13] Madsen, N., (1975). "A Void-Fraction Correlation for Vertical and Horizontal Bulk-Boiling of Water", American Institute of Chemical Engineers Journal, 21(3):607-608.

[14] Spedding, P.L., O'Hare, K.D. ve Spence, D.R., (1987). "Prediction of Holdup in Two Phase Flow", In Proceedings of the 4th Miami International Symposium on Multi-Phase Transport Particulate Phenomena.

[15] Chen, J.J J., (1986). "A Further Examination of Void Fraction in Annular Two-Phase Flow", International Journal of Heat and Mass Transfer, 29(11): 1760-1763.

[16] Turner, J.M. ve Wallis, G.B., (1965). "The Separate-Cylinders Model of Two-Phase Flow", Thayer's School Engineering, Dartmouth College, Hanover, NH, USA.

[17] Lockart, R.W. ve Martinelli, R.C., (1949). "Proposed Correlation of Data for Isothermal Two-Phase, Two-Component Flow in Pipes", Chemical Engineering Progress, 45(1):39-48.

[18] Hamersma, P J. ve Hart, J., (1987). "A Pressure Drop Correlation for Gas/Liquid Pipe Flow with a Small Liquid Holdup", Chemical Engineering Science, 42(5): 1187-1196.

[19] Wallis, G.B., (1969). One-Dimensional Two-Phase Flow, First Edition, Mc Graw-Huill, New York.

[20] Domanski, P. ve Didion, D., (1983). "Computer Modeling of the Vapor Compression Cycle with Constant Flow Area Expansion Device". Final Report National Bureau of Standards, Washington, DC. National Engineering Lab.

[21] Wilson, M.J., Newell, T.A., Chato, J.C. ve Ferreira, C.I., (2003). "Refrigerant Charge, Pressure Drop, and Condensation Heat Transfer in Flattened Tubes", International Journal of Refrigeration, 26(4), 442-451.

[22] Bankoff, S.G., (1960). "A Variable Density Single-Fluid Model for Two-Phase Flow with Particular Reference to Steam-Water Flow", Journal of Heat Transfer, 82(4):265-272.

[23] Armand, A.A., (1946). "The Resistance during the Movement of a Two-Phase System in Horizontal Pipes", Izvestiia Vsesoiuznyi Teplotekhnicheskii Institut, 1: 16-23.

[24] Chisholm, D., (1983). Two-Phase Flow in Pipelines and Heat Exchangers. Institution of Chemical Engineers Press, Chicago.

[25] Czop, V., Barbier, D. ve Dong, S., (1994). "Pressure Drop, Void Fraction and Shear Stress Measurements in an Adiabatic Two-Phase Flow in a Coiled Tube", Nuclear Engineering and Design, 149: 323-333.

[26] Nicklin, D.J., Wilkes, J.O. ve Davidson, J.F., (1962). "Two-Phase Flow in Vertical Tubes", Transactions Institute of Chemical Engineers. 40:61–68.

[27] Bonnecaze, R.H., Erskine, W. ve Greskovich, E.J., (1971). "Holdup and Pressure Drop for Two-Phase Slug Flow in Inclined Pipelines", American Institute of Chemical Engineers Journal, 17(5):1109-1113.

[28] Maier, D., (1997). "Review of Wide Range Void Correlations of against and Extensive Data Base of Rod Bundle Void Measurements", In Proceedings of 5th International Conference on Nuclear Engineering (ICONE-5), May 26-30, Nice, France.

[29] Mattar, L. ve Gregory, G.A., (1974). "Air-Oil Slug Flow in an Upward-Inclined Pipe-I: Slug Velocity, Holdup and Pressure Gradient", Journal of Canadian Petroleum Technology, 13(01).

[30] Steiner, D., (1993). Heat Transfer to Boiling Saturated Liquids, VDI-Warmeatlas (VDI Heat Atlas), Editor: Verein Deutscher Ingenieure, VDI-Gessellschaft Verfahrenstechnik und Chemie-ingenieurwesen (GCV), Translator: J.W. Fullarton, Dusseldorf.

[31] Chisholm, D. ve Laird, A.D.K., (1958). "Two-Phase Flow in Rough Tubes", Transactions of the American Society of Mechanical Engineers, 80:276-286.

[32] Huq, R. ve Loth, J.L., (1992). "Analytical Two-Phase Flow Void Prediction Method", Journal of Thermophysics and Heat Transfer, 6(1):139-144.

[33] Harms, T.M., Li, D., Groll, E.A. ve Braun, J.E., (2003). "A Void Fraction Model for Annular Flow in Horizontal Tubes", International Journal of Heat and Mass Transfer, 46(21), 4051-4057.

[34] Tandon, T.N., Varma, H.K. ve Gupta, C.P., (1985). "A Void Fraction Model for Annular Two-Phase Flow", International Journal of Heat and Mass Transfer, 28(1):191-198.

[35] Yashar, D.A., Newell, T.A. ve Chato, J.C., (1998). "Experimental Investigation of Void Fraction during Horizontal Flow in Smaller Diameter Refrigeration Applications", ACRC TR-141, Air Conditioning and Refrigeration Center, University of Illinois, Urbana-Champaign.

[36] Kopke, H.R., Newell T.A. ve Chato, J.C., (1998). "Experimental Investigation of Void Fraction during Refrigerant Condensation in Horizontal Tubes", ACRC TR-142, Air Conditioning and Refrigeration Center, University of Illinois, Urbana.

[37] Wilson M. J., Newell, T.A. ve Chato, J.C., (1998). "Experimental Investigation of Void Fraction during Horizontal Flow in Larger Diameter Refrigeration Applications", ACRC TR-I40, Air Conditioning and Refrigeration Center, University of Illinois, Urbana.

[38] Kondou, C., Kuwahara, K. ve Koyama, S., (2008). "An Experimental Study on Void Fraction of CO_2 Flow Boiling in a Horizontal Micro-fin Tube". International Refrigeration and Air Conditioning Conference, Purdue.

[39] Newell, T.A. ve Shah, R.K., (2001). "An Assessment of Refrigerant Heat Transfer, Pressure Drop, and Void Fraction Effects in Microfin Tubes", HVAC&R Research, 7(2):125-153.

[40] Collier, J.G. ve Thome, J.R., (1994). Convective Boiling and Condensation, Third Edition, Oxford University Press, Oxford.

[41] Whalley, P.B., (1987). Boiling, Condensation, and Gas-Liquid Flow, First Edition, Clarendon Press, New York.

[42] Mandhane, J.M., Gregory G. A. ve Aziz, K., (1974). "A Flow Pattern Map for Gas-Liquid Flow in Horizontal Pipes", International Journal of Multiphase Flow 1(4):537–53.

[43] Hewitt, G.F. ve Roberts, D.N., (1969). "Studies of Two-Phase Flow Patterns by Simultaneous X-Ray and Flast Photography", Atomic Energy Research Establishment, Harwell, Englve (United Kingdom).

[44] Wojtan, L., Ursenbacher, T. ve Thome, J.R., (2005). "Investigation of Flow Boiling in Horizontal Tubes: Part I—A New Diabatic Two-Phase Flow Pattern Map", International Journal of Heat and Mass Transfer, 48(14):2955-2969.

[45] Rollmann, P., ve Spindler, K., (2015). "A New Flow Pattern Map for Flow Boiling in Microfin Tubes". International Journal of Multiphase Flow 72:181–87.

[46] Chamra, L.M., Webb, R.L. ve Randlett, M.R., (1996). "Advanced Micro-Fin Tubes for Evaporation", International Journal of Heat and Mass Transfer, 39(9):1827–1838.

[47] Chiou, C.B., Lu, D.C., Chen, C.C. ve Chu, C.M., (2011). Heat Transfer Correlations of Forced Convective Boiling for Pure Refrigerants in Micro-Fin Tubes", Applied Thermal Engineering, 31(5):820–826.

[48] Han, X., Li, P., Wang, Z., Wang, X., Zhang, X. ve Chen, G., (2013). "Evaporation Heat Transfer and Pressure Drop of R161 in a 7 Mm Micro-Fin Tube", International Journal of Heat and Mass Transfer, 62(1):638–646.

[49] Rollmann, P., Spindler, K. ve Müller-Steinhagen, H., (2011). "Heat Transfer, Pressure Drop and Flow Patterns During Flow Boiling of R407C in a Horizontal Microfin Tube", Heat and Mass Transfer, 47(8):951–961.

[50] Spindler, K. ve Müller-Steinhagen, H., (2009). "Flow Boiling Heat Transfer of R134a and R404A in a Microfin Tube at Low Mass Fluxes and Low Heat Fluxes", Heat and Mass Transfer, 45(7):967–977.

[51] Diani, A., Mancin, S. ve Rossetto, L., (2015). "Flow Boiling Heat Transfer of R1234yf inside a 3.4mm ID Microfin Tube", Experimental Thermal and Fluid Science, 66:127–136.

[52] Diani, A., Mancin, S. ve Rossetto, L., (2014). "R1234ze(E) Flow Boiling Inside a 3.4 mm ID Microfin Tube", International Journal of Refrigeration, 47:105–119.

[53] Passos, J.C., Kuser, V.F., Haberschill, P. ve Lallemand, M., (2003). "Convective Boiling of R-407c Inside Horizontal Microfin and Plain Tubes", Experimental Thermal and Fluid Science, 27(6):705–713.

[54] Kondou, C., Baba, D., Mishima, F. ve Koyama, S., (2013). "Flow Boiling of Non-Azeotropic Mixture R32/R1234ze(E) in Horizontal Microfin Tubes", International Journal of Refrigeration, 36(8):2366–2378.

[55] Filho, E.P.B. ve Jabardo, J.M.S., (2006). "Convective Boiling Performance of Refrigerant R-134a in Herringbone and Microfin Copper Tubes", International Journal of Refrigeration, 29(1):81–91.

[56] Filho, E.P.B., Jabardo, J.M.S. ve Barbieri, P.E.L., (2004). "Convective Boiling Pressure Drop of Refrigerant R-134a in Horizontal Smooth and Microfin Tubes", International Journal of Refrigeration, 27(8): 895–903.

[57] Kim, Y., Seo, K. ve Chung J.T., (2002). "Evaporation Heat Transfer Characteristics of R-410A in 7 and 9.52 mm Smooth/Micro-Fin Tubes", International Journal of Refrigeration, 27(6):716-730.

[58] Colombo, L.P.M., Lucchini, A. ve Muzzio, A., (2012). "Flow Patterns, Heat Transfer and Pressure Drop for Evaporation and Condensation of R134a in Microfin Tubes", International Journal of Refrigeration, 35(8):2150–2165.

[59] Zhang, X., (2011). "Heat Transfer and Enhancement Analyses of Flow Boiling for R417A and R22", Experimental Thermal and Fluid Science, 35(7): 1334–1342.

[60] Yu, M.H., Lin, T.K. ve Tseng, C.C., (2002). "Heat Transfer and Flow Pattern During Two-Phase Flow Boiling of R-134a in Horizontal Smooth and Microfin Tubes", International Journal of Refrigeration, 25(6):789–798.

[61] Seo, K., ve Kim, Y., (2000). "Evaporation Heat Transfer and Pressure Drop of R-22 in 7 And 9.52 mm Smooth/Micro-Fin Tubes", International Journal of Heat and Mass Transfer, 43(16):2869-2882.

[62] Wu, Z., Wu, Y., Sundén, B., ve Li, W., (2013). "Convective Vaporization in Micro-Fin Tubes of Different Geometries", Experimental Thermal and Fluid Science, 44:398-408.

[63] Kuo, C.S. ve Wang, C.C., (1996). "In-Tube Evaporation of HCFC-22 in a 9.52 mm Micro-Fin/Smooth Tube", International Journal of Heat and Mass Transfer, 39(12): 2559-2569.

[64] Wongsangam, J., Nualboonrueng, T. ve Wongwises, S., (2004). "Performance of Smooth and Micro-Fin Tubes in High Mass Flux Region of R-134a during Evaporation", Heat and Mass Transfer, 40:425-435.

[65] Kattan, N., Thome, J.R. ve Favrat, D., (1998). "Flow Boiling in Horizontal Tubes: Part 3—Development of a New Heat Transfer Model Based on Flow Pattern", Journal of Heat Transfer, 120(1):156-165.

[66] Gungor, K. E. ve Winterton, R.H.S., (1986). "A General Correlation For Flow Boiling in Tubes and Annuli", International Journal of Heat and Mass Transfer, 29(3):351-358.

[67] Kenning, D.B.R. ve Cooper, M.G., (1989). "Saturated Flow Boiling of Water in Vertical Tubes", International Journal of Heat and Mass Transfer, 32(3):445-458.

[68] Shah, M.M., (1982). "Chart Correlatıon for Saturated Boiling Heat Transfer: Equaiıons and Further Study", ASHRAE Transactions, 88:185–96.

[69] Hamilton, L.J., Kedzierski, M. ve Kaul, M.P., (2008). "Horizontal Convective Boiling of Pure and Mixed Refrigerants Within a Micro-Fin Tube", Journal of Enhanced Heat Transfer, 15(3): 211-226.

[70] Cavallini, A., Del Col, D., Doretti, L., Longo, G.A. ve Rossetto, L., (1999). "Refrigerant Vaporization inside Enhanced Tubes: A Heat Transfer Model", Heat and Technology 17(2):29–36.

[71] Chamra, L.M. ve Mago, P.J., (2007). "Modelling of Evaporation Heat Transfer of Pure Refrigerants and Refrigerant Mixtures in Microfin Tubes". Proceedings of the Institution of Mechanical Engineers, Part C: Journal of Mechanical Engineering Science 221(4):443–54.

[72] Cavallini, A., Censi, G., Del Col, D., Doretti, L., Longo, G.A. ve Rossetto, L., (2002). "Condensation of Halogenated Refrigerants inside Smooth Tubes". HVAC&R Research, 8(4):429-451.

[73] Friedel, L., (1979). "Improved Friction Pressure Drop Correlations for Horizontal and Vertical Two Phase Pipe Flow", European Two-Phase Flow Group Meeting, 18, July, Ispra.

[74] Tran, T.N., Chyu, M.C., Wambsganss, M.W. ve France, D.M., (2000). "Two-Phase Pressure Drop of Refrigerants during Flow Boiling in Small Channels: An Experimental Investigation and Correlation Development", International Journal of Multiphase Flow, 26(11):1739-1754.

[75] Chen, Y., Yang, K.S., Chang, Y.J. ve Wang, C.C., (2001). "Two-Phase Pressure Drop of Air–Water and R-410A in Small Horizontal Tubes", International Journal of Multiphase Flow, 27(7):1293-1299.

[76] Kim, S.M. ve Mudawar, I., (2013). "Universal Approach to Predicting Two-Phase Frictional Pressure Drop for Mini/Micro-Channel Saturated Flow Boiling", International Journal of Heat and Mass Transfer, 58:718-734.

[77] Rollmann, P. ve Spindler, K., (2016). "New Models for Heat Transfer and Pressure Drop During Flow Boiling of R407C and R410A in a Horizontal Microfin Tube", International Journal of Thermal Sciences, 103:57–66.

[78] Choi, J.Y., Kedzierski, M.A. ve Domanski, P. (1999). "A Generalized Pressure Drop Correlation for Evaporation and Condensation of Alternative Refrigerants in Smooth and Micro-Fin Tubes", US Department of Commerce, Technology Administration, National Institute of Stveards ve Technology, Building ve Fire Research Laboratory.

[79] Kuo, C.S. ve Wang, C.C., (1996). "Horizontal Flow Boiling of R22 and R407C in a 9.52 mm Micro-Fin Tube", Applied Thermal Engineering, 16:719-731.

[80] Goto, M., Inoue, N. ve Yonemoto, R., (2003). "Condensation Heat Transfer of R410A Inside Internally Grooved Horizontal Tubes", International Journal of Refrigeration, 26(4):410-416.

[81] Kandlikar, S.G., (1999). Handbook of Phase Change: Boiling and Condensation, First Edition, CRC Press, Michigan.

[82] Kazi, S.N., (2012). An Overview of Heat Transfer Phenomena, Intech Open Press, London.

[83] Yarin, L.P., Mosyak, A.ve Hetsroni, G., (2008). Fluid Flow, Heat Transfer and Boiling in Micro-Channels,First Edition, Springer-Verlag Press, Berlin.

[84] Chapra, S.C. ve Canale, R.P., (2006). Numerical Methods for Engineers, Fifth Edition, Mc Graw-Hill Press, Singapore.

[85] Cengel, Y.A., (2011). Heat Transfer: A Practical Approach, Third Edition, Mc Graw-Hill, New York.

[86] Webb, R.L., Narayanamurthy, R. Ve Thors, P., (2000). "Heat Transfer and Friction Characteristics of Internal Helical-Rib Roughness", Journal of Heat Transfer, 122(1):134-142.

[87] F-Chart Software, 2015, Engineering Equation Solver.

[88] Jabardo, J.M.S. ve Filho, E.P.B., (2000). "Convective Boiling of Halocarbon Refrigerants Flowing in a Horizontal Copper Tube–An Experimental Study", Experimental Thermal and Fluid Science, 23:93-104.

[89] Kondou, C., Mishima, F., Liu, J. ve Koyama, S., (2014). "Condensation and Evaporation of R744/R32/R1234ze(E) Flow in Horizontal Microfin Tubes", International Refrigeration and Air Conditioning Conference, Purdue.

[90] Cho, J.M. ve Kim, M.S., (2007). "Experimental Studies on the Evaporative Heat Transfer and Pressure Drop of CO_2 in Smooth and Micro-Fin Tubes of the Diameters of 5 and 9.52 mm", International Journal of Refrigeration, 30(6): 986-994.

[91] Aybers, N., Şahin, B., (1995). Enerji Maliyeti, Yıldız Teknik Üniversitesi Yayınları, İstanbul.

[92] Akpınar, E.K. ve Biçer, Y., (2002). "Tarımsal Ürünlerin Kurutulmasında Siklon Tipi Bir Kurutucunun Kullanılabilirliği", Mühendis ve Makina Dergisi, 43(515):21-26.

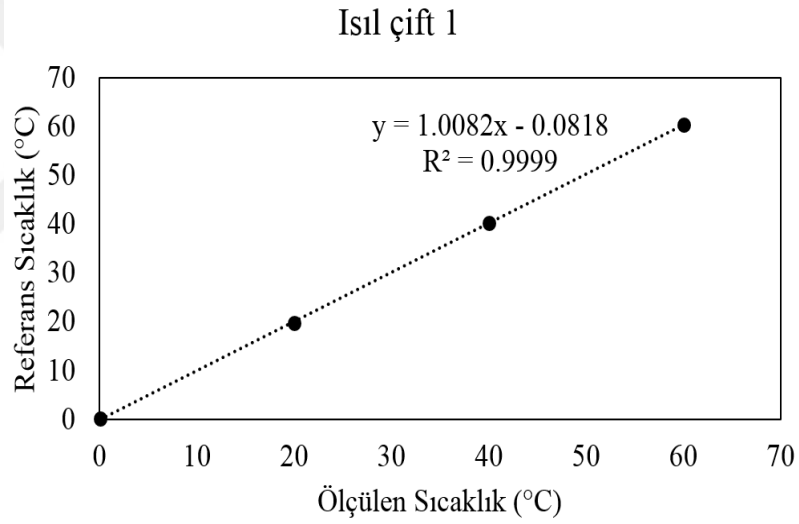
[93] Holman, J.P., (2012). Experimental Methods for Engineers, Eighth Edition, McGraw-Hill, New York.

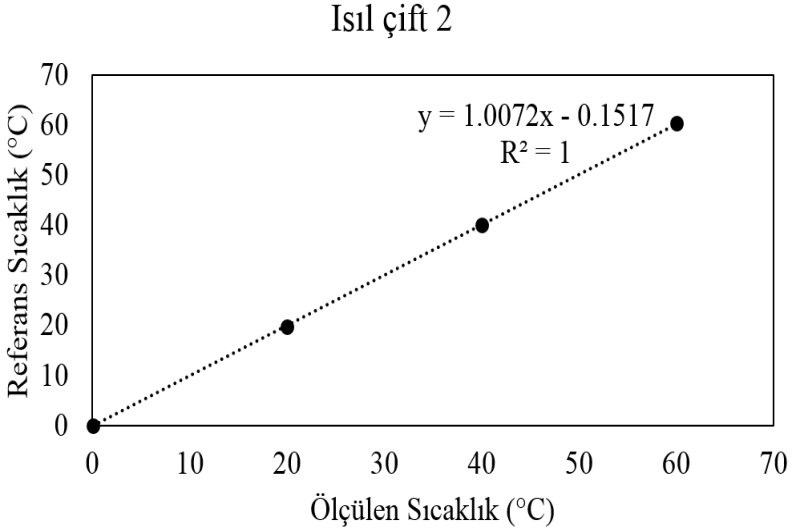
[94] Kline, S.J. ve McClintock., F.A., (1953). "Describing Uncertainties in Single-Sample Experiments", Mechanical Engineering, 75:3–8.

EK-A

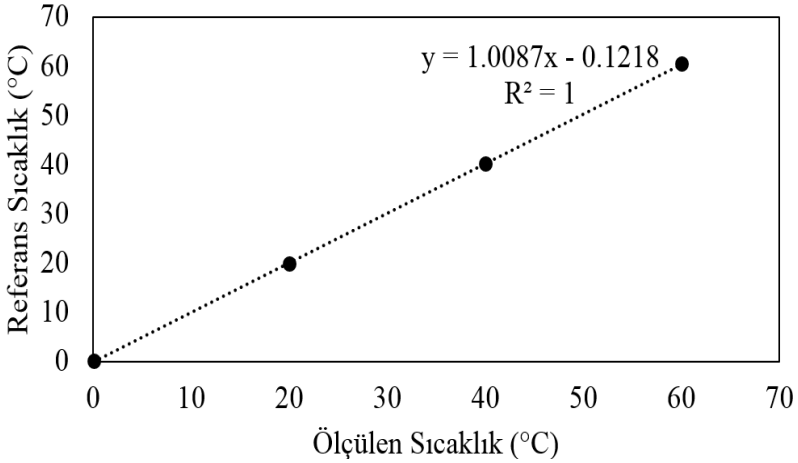
KALİBRASYON GRAFİKLERİ

Deneylerde kullanılan sıcaklık ölçüm ekipmaları olan ısıl çift ve Pt100'lere ait kalibrasyon grafikleri ve kullanılan kalibrasyon eğri denklemleri aşağıda verilmiştir.

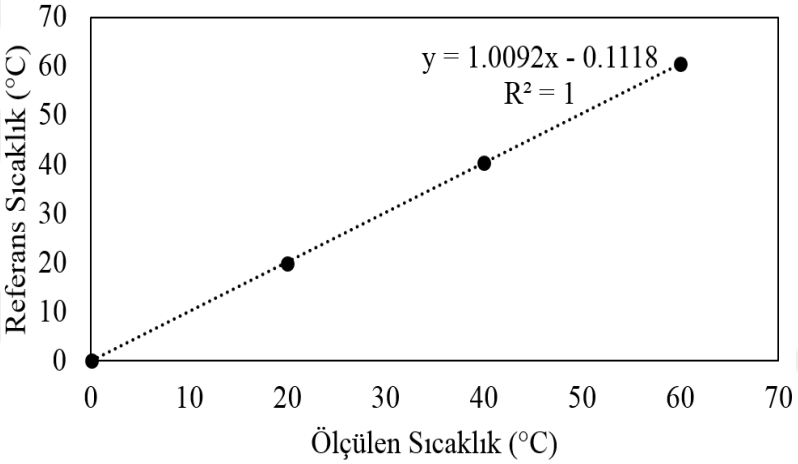




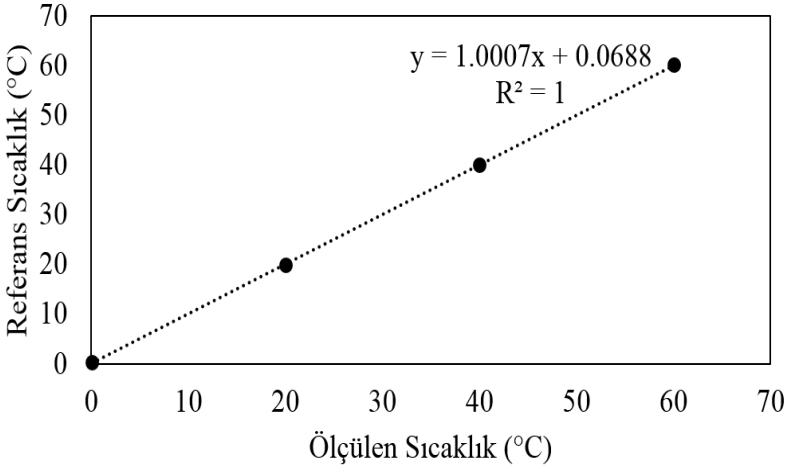
Isıl çift 3



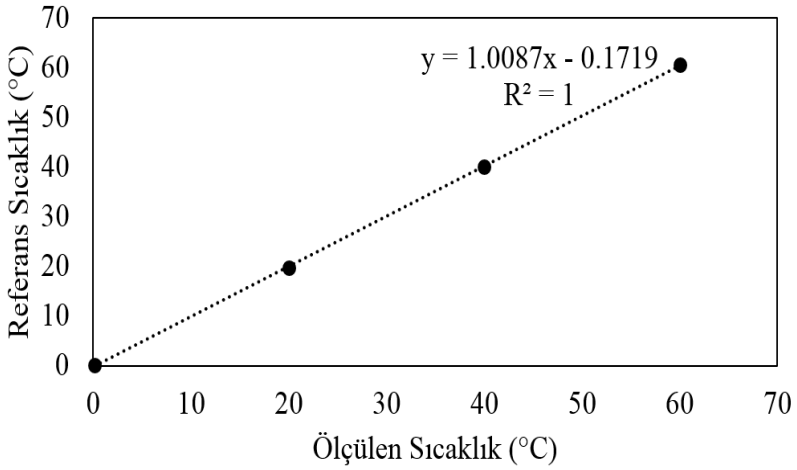
Isıl çift 4



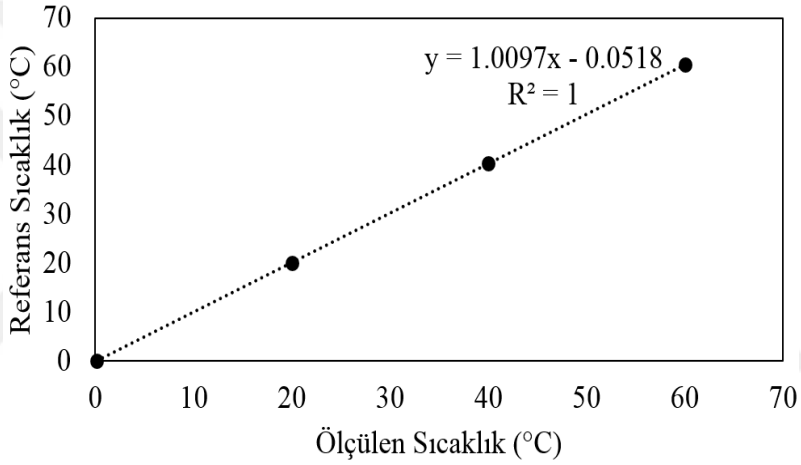
Isıl çift 5



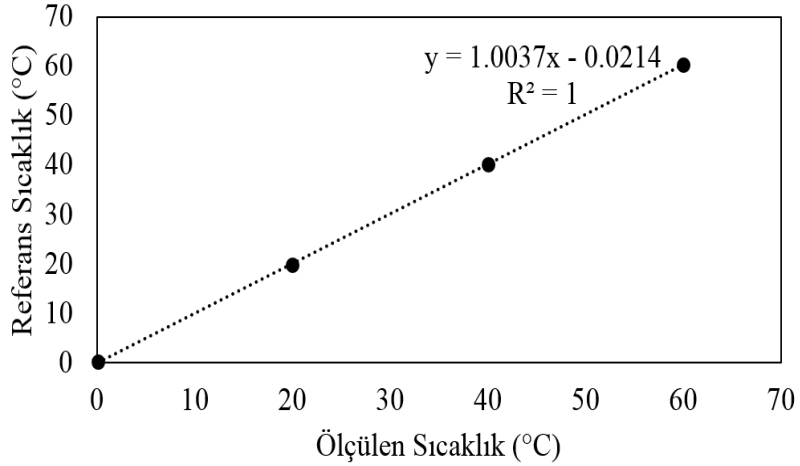
Isıl çift 6



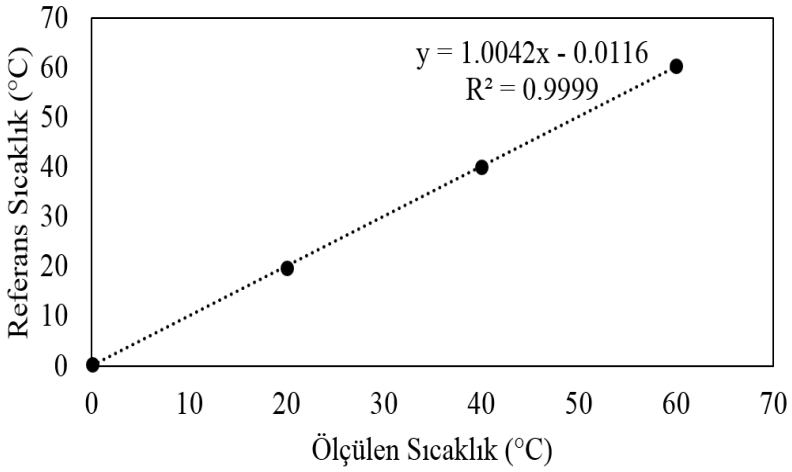
Isıl çift 7



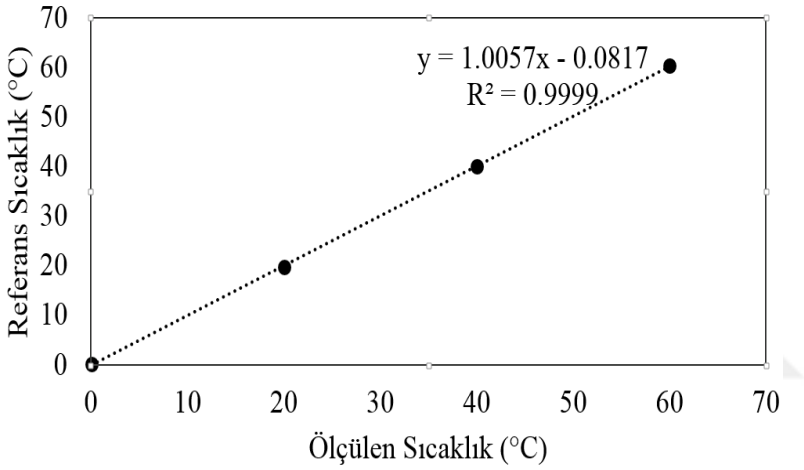
Isıl çift 8



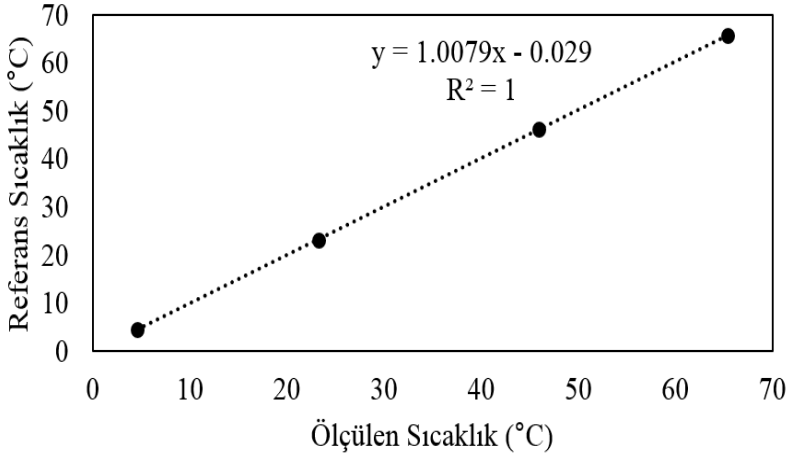
Isıl çift 9



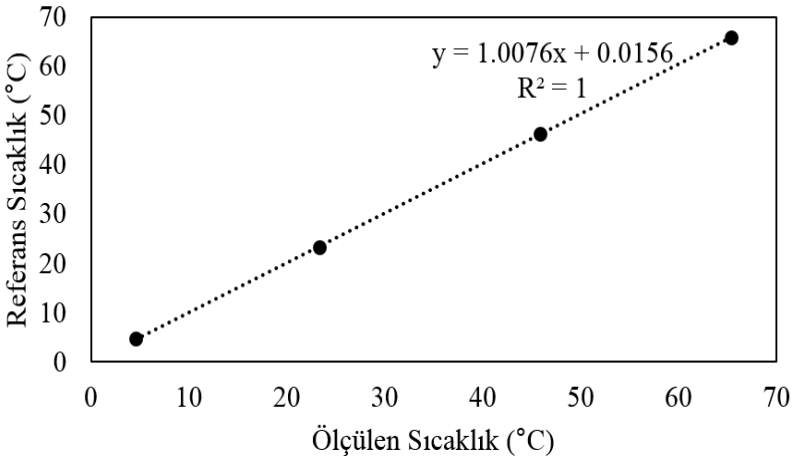
Isıl çift 10



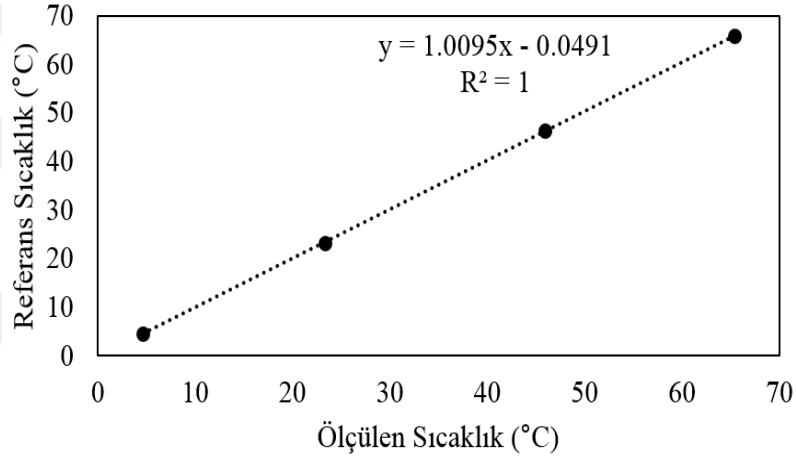
Buharlaştırıcı giriş Pt100



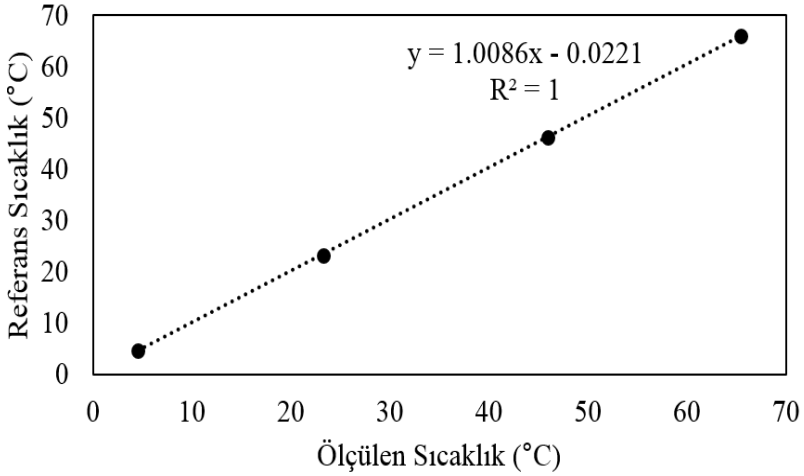
R134a giriş Pt100

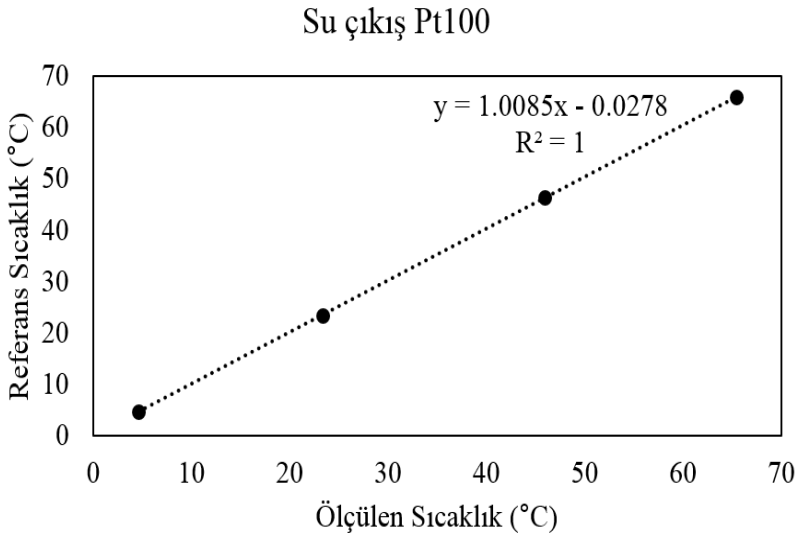


R134a çıkış Pt100



Su giriş Pt100




Su çıkış Pt100
y = 1.0085x - 0.0278
R² = 1
Referans Sıcaklık (°C)
Ölçülen Sıcaklık (°C)
0
10
20
30
40
50
60
70

ÖZGEÇMİŞ

KİŞİSEL BİLGİLER

Adı Soyadı :Ali CELEN

Doğum Tarihi ve Yeri :14.04.1987, Nazilli

Yabancı Dili : İngilizce

E-posta :alicelen@yildiz.edu.tr

ÖĞRENİM DURUMU

Derece	Alan	Okul/Üniversite	Mezuniyet Yılı
Y. Lisans	Makine Mühendisliği	Yıldız Teknik Üniversitesi	2013
Lisans	Makine Mühendisliği	Niğde Üniversitesi	2009
Lise	Sayısal	Mehmet Akif Ersoy Lisesi	2005

İŞ TECRÜBESİ

Yıl	Firma/Kurum	Görevi
2011-2018	Yıldız Teknik Üniversitesi	Araştırma Görevlisi
2010-2011	Erzincan Üniversitesi	Araştırma Görevlisi
2009-2010	Niğde Üniversitesi	Proje Asistanı

YAYINLARI

Makale

1. Celen, A., Çebi, A. ve Dalkılıç, A.S., (2018). "Investigation of Boiling Heat Transfer Characteristics of R134a Flowing in Smooth and Microfin Tubes", International Communications in Heat and Mass Transfer, 93:21–33.
2. Celen, A. ve Dalkılıç, A.S., (2017). "A Complete Evaluation Method for the Experimental Data of Flow Boiling in Smooth Tubes", International Communications in Heat and Mass Transfer, 89:108-121.
3. Dalkılıç, A.S., Çebi, A., Celen, A. Awad, M.M. ve Wongwises, S., (2017). "Evaluation of The Performance of the Empirical Correlations Used to Predict R134a's Boiling Frictional Pressure Drop inside Smooth and Corrugated Tubes", International Communications in Heat and Mass Transfer, 81:8-18.
4. Dalkılıç, A.S., Celen, A., Çebi, A. ve Wongwises, S., (2016), "Effect of Refrigerant Type and Insulation Thickness on Refrigeration Systems of Land and Sea Vehicles", Strojniski Vestnik-Journal of Mechanical Engineering, 62:252-259.
5. Dalkilic, A.S., Çebi, A., Celen, A., Yıldız, O., Acikgoz, O., Jumpholkul, C., Bayrak, M., Surana, K. ve Wongwises, S., (2016). "Prediction of Graphite Nanofluids' Dynamic Viscosity by Means of Artificial Neural Networks", International Communications in Heat and Mass Transfer, 73:33-42.
6. Dalkılıç, A.S., Celen, A., Çebi, A. ve Wongwises, S., (2016). "Empirical Correlations for the Determination of R134a's Convective Heat Transfer Coefficient in Horizontal and Vertical Evaporators Having Smooth and Corrugated Tubes", International Communications in Heat and Mass Transfer, 76:85-97.
7. Çebi, A., Akdoğan, E., Celen, A. ve Dalkilic, A.S., (2016). "Prediction Of Friction Factor of Pure Water Flowing inside Vertical Smooth and Microfin Tubes By Using Artificial Neural Networks", Heat and Mass Transfer, 53:673-685.
8. Aktas, M., Dalkilic, A.S., Celen, A., Cebi, A., Mahian, O. ve Wongwises, S. (2015). "A Theoretical Comparative Study On Nanorefrigerant Performance İn A

Single-Stage Vapor Compression Refrigeration Cycle", Advances in Mechanical Engineering, 7:1-12.

9. Celen, A., Çebi, A.,Aktas, M., Mahian, O., Dalkilic, A.S. ve Wongwises, S., (2014). "A Review of Nanorefrigerants: Flow Characteristics and Applications", International Journal of Refrigeration 44:125-140.

10. Celen, A., Kayaci, N., Çebi, A., Demir, H., Dalkılıç, A.S. ve Wongwises, S., (2014). "Numerical investigation for the calculation of TiO2-Water nanofluids' pressure drop in plain and enhanced pipes", International Communications in Heat and Mass Transfer 53 (2014) 98-108.

11. Çebi, A., Celen, A., Dalkılıç, A. S. ve Wongwises, S. (2013). "Friction Factor Characteristics For Upward Single-Phase Flows inside Smooth and Microfin Tubes of a Double-Pipe Heat Exchanger for Heating/Cooling Conditions", Journal of Enhanced Heat Transfer, 20:413–425.

12. Celen, A., Dalkilic, A.S. ve Wongwises, S. (2013). "Experimental Analysis of The Single Phase Pressure Drop Characteristics of Smooth and Microfin Tubes", International Communications in Heat and Mass Transfer, 46:58-66.

13. Dalkilic, A.S., Kayacı, N., Tabatabaei, M., Yıldız, O., Celen, A., Daungthongsuk, W. ve Wongwises, S., (2012). "Forced Convective Heat Transfer of Nanofluids - A Review of The Recent Literature", Current Nanoscience 8:949-969.

14. Kayaci, N., Balcilar, M., Tabatabaei, M., Celen, A., Yıldız, O., Dalkilic, A.S. ve Wongwises, S. (2012). "Determination of The Single-Phase Forced Convection Heat Transfer Characteristics of TiO_2 Nanofluids Flowing in Smooth and Micro-Fin Tubes By Means of CFD and ANN Analyses", Current Nanoscience 8:939-944.

Bildiri

1. Dalkilic, A.S., Celen, A., Awad, M. ve Wongwises, S., (2013). "A Critical Review on The Determination of Convective Heat Transfer Coefficient during Condensation in Smooth and Enhanced Tubes", ASME 2013 Summer Heat Transfer Conference, July 14-19, USA.

2. Dalkilic, A.S., Celen, A., Awad, M. ve Wongwises, S., (2013). "A Critical Review on The Determination of Pressure Drop during Condensation in Smooth and Enhanced Tubes", ASME 2013 Summer Heat Transfer Conference (2013) July 14-19, USA.

3. Ozturk, M., Goktepe, E., Dalkilic, A.S., Celen, A. ve Wongwises, S., (2013). "Fundamental Basis and Application of Cold-Room Project Design: A Case Study of Frigoship", ASME 2013 Summer Heat Transfer Conference (2013) July 14-19, USA.
4. Celen, A., Kelasovali, F., Kayaci, N, Dalkilic, A.S. ve Wongwises, S., (2012). "Effect of The Heat Recovery System to The Performance of Air Handling Unit of a Shopping Centre", ASME 2012 International Mechanical Engineering Congress & Exposition (2012) November 9-15, USA.
5. Balcilar, M., Celen, A., Kayaci, N., Dalkilic, A.S. ve Wongwises,S. (2012). "A Critical Review on the Numerical Methods of Two-Phase Flows", ASME 2012 International Mechanical Engineering Congress & Exposition (2012) November 9-15, USA.
6. Kayaci, N., Kaykı, M., Celen, A., Dalkilic, A.S. ve Wongwises, S., (2012). "A yacht-type chiller design", ASME 2012 International Mechanical Engineering Congress & Exposition (2012) November 9-15, USA.
7. Kayaci, N., Celen, A., Tabatabei, M., Yıldız, O., Dalkılıç, A.S. ve Wongwises, S. (2012). "Numerical Investigation of Heat Transfer Enhancement Using Water Based Nanofluids Flowing in Enhanced Tubes", ASME 2012 International Mechanical Engineering Congress & Exposition (2012) November 9-15, USA.

Proje

1. Dalkılıç, A.S., Celen, A., Çebi, A., Koyun, A., Teke, İ., Wongwises, S. “Tek Fazli Akişta İç Yüzeyi İyileştirilmiş Borularda Isi Transferi Karakteristiklerinin Deneysel Ve Nümerik Olarak İncelenmesi“, Yıldız Teknik Üniversitesi Bilimsel Araştırmalar Projeleri Koordinatörlüğü, Proje Numarası: 2013-06-01-KAP01.

2. Bilge, Z.D., Heperkan, H.A., Eker, A.A., Dalkiliç, A.S., Küçükyıldırım, B.O., Açikgöz, Ö., Celen, A., Çebi, A. “Nano Soğutucu Akışkanlı Buhar Sıkıştırmalı Soğutma Çevriminin Performasının Deneysel Olarak İncelenmesi“,Yıldız Teknik Üniversitesi Bilimsel Araştırmalar Projeleri Koordinatörlüğü, Proje Numarası:2015-06-01-KAP03.