

**İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ ENERJİ ENSTİTÜSÜ**

**ISITILMIŞ DÜŞEY BORULARDA İKİ-FAZLI SIVI SU-BUHAR AKIŞI İÇİN  
BASINÇ DÜŞÜMÜ ÖLÇÜMLERİ VE KORELASYONLARLA  
BELİRLENEN SÜRTÜNME ÇARPANLARININ KARŞILAŞTIRILMASI**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ  
Nuh Emre GENGEÇ**

**Anabilim Dalı : Enerji Bilim ve Teknoloji**

**Programı : Enerji Bilim ve Teknoloji**

**HAZİRAN 2010**



**İSTANBUL TEKNİK ÜNİVERSİTESİ ★ ENERJİ ENSTİTÜSÜ**

**ISITILMIŞ DÜŞEY BORULARDA İKİ-FAZLI SIVI SU-BUHAR AKIŞI İÇİN  
BASINÇ DÜŞÜMÜ ÖLÇÜMLERİ VE KORELASYONLARLA  
BELİRLENEN SÜRTÜNME ÇARPANLARININ KARŞILAŞTIRILMASI**

**YÜKSEK LİSANS TEZİ  
Nuh Emre GENGEÇ  
(301071021)**

**Tezin Enstitüye Verildiği Tarih : 07 Mayıs 2010**

**Tezin Savunulduğu Tarih : 11 Haziran 2010**

**Tez Danışmanı : Prof. Dr. Ahmet DURMAYAZ (İTÜ)  
Diğer Jüri Üyeleri : Prof. Dr. Murat AYDIN (İTÜ)  
Doç. Dr. Mustafa ÖZDEMİR (İTÜ)**

**HAZİRAN 2010**



*Anneme ve Babama,*



## ÖNSÖZ

Bu tez çalışmasında, sabit (homojen dağılmış) ısı akısıyla ısıtılmış düşey borularda sıvı su-buhar akışında iki-fazlı akış sürtünme çarpanının belirlenmesi için literatürden seçilen bazı korelasyonlar irdelenmiş, iki-fazlı akıştaki toplam basınç düşümü ölçümlerinden iki-fazlı akış sürtünme çarpanının belirlenmesi için bir hesaplama yöntemi oluşturulmuş ve seçilen bu korelasyonların yine literatürden elde edilen deneysel basınç ölçümü sonuçları kullanılarak geçerlilikleri test edilmiştir.

Bu tez çalışması ile iki-fazlı akışlarda sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün belirlenmesi konusunun oldukça geniş ve araştırmaya açık bir konu olduğu, ileri teknolojiler için anlaşılmasının gerekliliği ve önemi ortaya konmuştur.

Beni bu araştırmaya dahil eden, bilgi ve tecrübeleri ile çalışmalarımı yönlendiren tez danışmanım Prof. Dr. Ahmet DURMAYAZ'a ve ayrıca bu tez kapsamındaki bilimsel araştırmaya bilgisi, deneyimi ve sağladığı olanaklarla destek veren University of Ottawa, Mech. Eng. Dept. öğretim üyesi Prof. D.C. GROENEVELD'e teşekkürlerimi sunarım. Araştırmalarımıza iştirak eden ve bu tez çalışmasında katkısı olan değerli arkadaşım Mak. Müh. İsmail Ahmet ODABAŞ'a, bilimsel araştırmalarından istifade ettiğim Fizik Yük. Lis. Gülsen ÜSTÜN'e, yardımlarını esirgemeyen Gemi İnşaat Yük. Müh. Yasin USLU'ya, Peyzaj Mimarı Osman AŞIKUZUNOĞLU'na teşekkür ederim. Öğrenim hayatım boyunca maddi ve manevi destekleri ile daima yanımda olan tüm aile fertlerime teşekkürü bir borç bilirim.

Mayıs 2010

Nuh Emre Gengeç

Makina Mühendisi





## İÇİNDEKİLER

### Sayfa

ÖNSÖZ.....	v
İÇİNDEKİLER .....	vii
KISALTMALAR .....	ix
ÇİZELGE LİSTESİ.....	xi
ŞEKİL LİSTESİ.....	xiii
SEMBOLLER .....	xvii
ÖZET.....	xixi
SUMMARY .....	xxiii
<b>1. GİRİŞ .....</b>	<b>1</b>
<b>2. LİTERATÜR ARAŞTIRMALARI .....</b>	<b>3</b>
<b>3. İKİ-FAZLI AKIŞA İLİŞKİN TEMEL KAVRAMLAR .....</b>	<b>5</b>
<b>4. İKİ-FAZLI AKIŞ REJİMLERİ VE MODELLERİ.....</b>	<b>9</b>
4.1 Düşey Akışta İki-Fazlı Akış Rejimleri.....	9
4.1.1 Habbecikli akış.....	10
4.1.2 Birleşik-iri habbeli akış.....	11
4.1.3 Yarı-halka şeklinde çalkantılı akış.....	11
4.1.4 Habbecikli-kalın sıvı filmler iç içe akış.....	11
4.1.5 Halka şeklinde iç içe akış.....	11
4.1.6 Ters çevrilmiş halkalı akış ve dağılmış damlacıklı akış.....	12
4.1.7 Düşey ısıtılmış borularda akış rejimi değişimleri ve akış rejimi haritaları.....	12
4.2 Yatay Akışta İki-Fazlı Akış Rejimleri.....	14
4.2.1 Habbecikli akış.....	16
4.2.2 Tıkaç şeklinde akış.....	16
4.2.3 Fazları ayrılmış düzgün arayüzeyle akış.....	16
4.2.4 Fazları ayrılmış dalgalı arayüzeyle akış.....	17
4.2.5 Büyük-iri habbeli akış.....	17
4.2.6 Halka şeklinde iç içe akış.....	17
4.2.7 Yatay ısıtılmış borularda akış rejimi haritaları.....	17
4.3 İki-Fazlı Akış Modelleri.....	17
4.3.1 Homojen dengeli akış modeli.....	17
4.3.2 Ayrılmış akış modeli.....	19
4.3.3 Sürüklemeli (kaymalı) akış modeli.....	20
<b>5. KAYNAMA İLE ISI GEÇİŞİ .....</b>	<b>23</b>
5.1 Havuz Tipi Kaynama .....	23
5.2 Zorlanmış Taşınım Kaynama.....	24
5.2.1 Sıvı fazına (tek-fazlı) zorlanmış taşınım ile ısı geçişi.....	25
5.2.2 Habbecikli kaynama başlangıcı .....	27
5.2.3 Net-buhar üretim noktası .....	27
5.2.4 Habbecikli kaynama.....	28
5.2.4.1 Aşırı soğutulmuş sıvı kaynaması (yerel habbecikli kaynama).....	28

5.2.4.2 Doymuş sıvı kaynaması (tam gelişmiş habbecikli kaynama)	29
5.2.5 Sıvı-buhar arayüzeyinde zorlanmış taşınım ile ısı geçişi .....	29
5.2.6 Kritik ısı akışı .....	29
5.2.7 Geçiş bölgesinde kaynama .....	29
5.2.8 Film kaynaması .....	29
<b>6. TEK-FAZLI VE İKİ-FAZLI AKIŞLARDA BASINÇ GRADYANI .....</b>	<b>31</b>
6.1 Tek-Fazlı Akışta Yer Çekiminden Kaynaklanan Basınç Gradyanı.....	33
6.2 Tek-Fazlı Akışta İvmelenmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı .....	33
6.3 Tek-Fazlı Akışta Sürtünmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı.....	34
6.3.1 Adyabatik akış koşullarında sürtünme katsayısı bağıntıları.....	34
6.3.2 Isıtılmış akış koşullarında sürtünme katsayısı bağıntıları .....	36
6.4 İki-Fazlı Akışta Yer Çekiminden Kaynaklanan Basınç Gradyanı .....	38
6.5 İki-Fazlı Akışta İvmelenmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı .....	38
6.6 İki-Fazlı Akışta Sürtünmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı.....	39
6.7 İki-Fazlı Akışta Basınç Düşümünü Etkileyen Önemli Parametreler.....	40
6.7.1 Dinamik kurulum derecesinin belirlenmesi .....	40
6.7.2 Boşluk oranının belirlenmesi .....	42
<b>7. İKİ-FAZLI AKIŞTA SÜRTÜNME NEDENİYLE BASINÇ DÜŞÜMÜNÜN VE SÜRTÜNME ÇARPANININ BELİRLENMESİ .....</b>	<b>45</b>
7.1 İki-Fazlı Akışta Basınç Düşümü Ölçümleri .....	45
7.1.1 Deney düzeneği .....	45
7.1.2 Deney prosedürü .....	47
7.1.3 Akış parametrelerinin hesabı.....	47
7.2 İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı Tanımları.....	48
7.3 Sabit Isı Akışıyla Isıtılmış Düşey Boruda Sıvı Su-Buhar Akışı İçin Geliştirilmiş İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı Metodları ve Korelasyonları	50
7.3.1 Homojen dengeli akış modeli korelasyonları.....	51
7.3.2 Düşey boruda sıvı su-buhar akışı için geliştirilmiş iki-fazlı akış sürtünme çarpanı metodları ve korelasyonları.....	53
7.3.2.1 Thom (1964) metodu	54
7.3.2.2 Chisholm (1973) korelasyonu	57
7.3.2.3 Friedel (1979) korelasyonu	59
7.3.2.4 Reddy vd. (1982) korelasyonu	61
7.3.2.5 Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu (CISE araştırmaları)	62
7.3.2.6 Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonu	63
7.3.2.7 Tarasova (1966) korelasyonu	65
<b>8. İKİ-FAZLI AKIŞ SÜRTÜNME ÇARPANININ HESAPLANMASI İÇİN KULLANILAN YÖNTEM, ELDE EDİLEN SONUÇLAR VE SONUÇLARIN KARŞILAŞTIRILMASI .....</b>	<b>67</b>
8.1 İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı İçin Hesaplama Yöntemi.....	67
8.2 Literatürde Yer Alan Deneysel Basınç Düşümü Ölçüm Sonuçlarına Karşılık Gelen İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanlarının Hesaplanması .....	69
8.3 Literatürde Yer Alan İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı Korelasyonlarının Deneysel Basınç Düşümü Ölçümlerine Dayalı İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanlarıyla Karşılaştırılıp Test Edilmesi .....	84
<b>9. SONUÇLAR VE ÖNERİLER.....</b>	<b>99</b>
<b>KAYNAKLAR.....</b>	<b>105</b>
<b>EKLER.....</b>	<b>111</b>

## **KISALTMALAR**

<b>AECL</b>	: Kanada Atom Enerjisi Kurumu ( <b>A</b> tomic <b>E</b> nergy of <b>C</b> anada <b>L</b> imited)
<b>HKB</b>	: <b>H</b> abbecikli <b>K</b> aynama <b>B</b> aşlangıcı (ONB: Onset of Nucleate Boiling)
<b>CHF</b>	: Kritik Isı Akısı (CHF: <b>C</b> ritical <b>H</b> eat <b>F</b> lux)
<b>NBU</b>	: <b>N</b> et- <b>B</b> uhar <b>Ü</b> retimi (NVG: Net Vapor Generation)
<b>RMS</b>	: Fark Kareleri Ortalamasının Kare Kökü ( <b>R</b> oot- <b>M</b> ean <b>S</b> quare)



## ÇİZELGE LİSTESİ

### Sayfa

<b>Çizelge 7.1</b> : Sıvı su-buhar akışı için ısıtılmış boruda iki-fazlı sürtünme çarpanı $\phi_{so}^2$ değerleri (Thom, 1964).....	56
<b>Çizelge 7.2</b> : Sıvı su-buhar akışı için adyabatik boruda iki-fazlı sürtünme çarpanı $\phi_{so}^2$ değerleri (Thom, 1964) .....	56
<b>Çizelge 7.3</b> : Chisholm (1973) korelasyonunda düzgün yüzeyli borular için kullanılan $B_{Ch}$ Chisholm parametresi (Leung, 1994; Quiben, 2005). 58	
<b>Çizelge 8.1</b> : Düşey boruda sıvı su-buhar akışında deneysel basınç düşümü ölçümleri. ....	69
<b>Çizelge 8.2</b> : Deneysel basınç düşümü ölçümü sonucu örneği (Leung, 1994).....	70
<b>Çizelge 8.3</b> : Deneysel basınç düşümü ölçümünde kullanılan veri sayıları .....	80
<b>Çizelge 8.4</b> : Kritik ısı akısı için tarama tablosu seçim kriterleri (Groeneveld vd., 2007) .....	80
<b>Çizelge 8.5</b> : Alessandrini vd. (1963) elenen verileri .....	80
<b>Çizelge 8.6</b> : Peterlongo vd. (1964) elenen verileri .....	81
<b>Çizelge 8.7</b> : Leung (1994) elenen verileri .....	81
<b>Çizelge 8.8</b> : Olekhnovitch (1997) elenen verileri.....	82
<b>Çizelge 8.9</b> : Olekhnovitch vd. (2004) elenen verileri.....	82
<b>Çizelge 8.10</b> : Alessandrini vd. (1963) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	83
<b>Çizelge 8.11</b> : Peterlongo vd. (1964) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	83
<b>Çizelge 8.12</b> : Leung (1994) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	83
<b>Çizelge 8.13</b> : Olekhnovitch (1997) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	84
<b>Çizelge 8.14</b> : Olekhnovitch vd. (2004) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	84
<b>Çizelge 8.15</b> : Alessandrini vd. (1963)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	85
<b>Çizelge 8.16</b> : Peterlongo vd. (1964)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	85
<b>Çizelge 8.17</b> : Leung (1994)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	86
<b>Çizelge 8.18</b> : Olekhnovitch (1997)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	86

<b>Çizelge 8.19</b> : Olekhnovitch vd. (2004)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.....	86
--	----

## ŞEKİL LİSTESİ

### Sayfa

<b>Şekil 4.1</b> : Düşey akışta iki-fazlı akış rejimleri (Hewitt, 1978). .....	10
<b>Şekil 4.2</b> : Sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey boruda akış rejimleri (Collier ve Thome, 1996). .....	13
<b>Şekil 4.3</b> : Sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey boruda 6,89 MPa basınçta sıvı su-buhar akışı için akış haritası (Bennett vd., 1965). .....	14
<b>Şekil 4.4</b> : Sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey boruda akış haritası örneği (Hewitt ve Roberts, 1969). .....	15
<b>Şekil 4.5</b> : Yatay akışta iki-fazlı akış rejimleri (Collier ve Thome, 1996). .....	16
<b>Şekil 4.6</b> : Sabit ısı akısıyla ısıtılmış yatay borudaki akışlar için akış haritası (Baker, 1954). .....	18
<b>Şekil 5.1</b> : Havuz tipi kaynama grafiği (Collier ve Thome, 1996). .....	24
<b>Şekil 5.2</b> : Havuz tipi kaynama ve zorlanmış taşınımlı kaynama grafiği (Lahey ve Moody, 1977). .....	25
<b>Şekil 5.3</b> : Zorlanmış taşınımlı kaynama grafiği (Collier ve Thome, 1996). .....	30
<b>Şekil 6.1</b> : Boru içinde kontrol hacme etkiyen kuvvetler (Leung, 1994). .....	32
<b>Şekil 6.2</b> : Moody diyagramı (Leung, 1994). .....	36
<b>Şekil 6.3</b> : Isıtılmış boruda boşluk oranı ve kuruluk derecesinin dağılımı (Leung, 1994). .....	41
<b>Şekil 7.1</b> : Dene düzeni örneği (MR-1 düzeni, Chalk River Laboratuvarı, Leung, 1994). .....	46
<b>Şekil 8.1</b> : Tüm korelasyonlar için ortalama hataların basınca göre dağılımı. ....	87
<b>Şekil 8.2</b> : Tüm korelasyonlar için RMS hataların basınca göre dağılımı. ....	88
<b>Şekil 8.3</b> : Tüm korelasyonlar için ortalama hataların kütleli akıya göre dağılımı. ....	89
<b>Şekil 8.4</b> : Tüm korelasyonlar için RMS hataların kütleli akıya göre dağılımı. ....	89
<b>Şekil 8.5</b> : Tüm korelasyonlar için ortalama hataların termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı. ....	90
<b>Şekil 8.6</b> : Tüm korelasyonlar için RMS hataların termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	90
<b>Şekil 8.7</b> : Tüm korelasyonlar için ortalama hataların ısı akısına göre dağılımı .....	91
<b>Şekil 8.8</b> : Tüm korelasyonlar için RMS hataların ısı akısına göre dağılımı. ....	92
<b>Şekil 8.9</b> : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının basınca göre dağılımı. ....	93
<b>Şekil 8.10</b> : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının basınca göre dağılımı. ....	93
<b>Şekil 8.11</b> : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	94
<b>Şekil 8.12</b> : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı. ....	95

<b>Şekil 8.13 :</b> Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	95
<b>Şekil 8.14 :</b> Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	96
<b>Şekil 8.15 :</b> Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	97
<b>Şekil 8.16 :</b> Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.....	97
<b>Şekil A.1 :</b> Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı..	112
<b>Şekil A.2 :</b> Thom (1964) metodunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı .....	112
<b>Şekil A.3 :</b> Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.....	113
<b>Şekil A.4 :</b> Thom (1964) metodunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	113
<b>Şekil A.5 :</b> Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.....	114
<b>Şekil A.6 :</b> Thom (1964) metodunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.....	114
<b>Şekil A.7 :</b> Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	115
<b>Şekil A.8 :</b> Thom (1964) metodunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı....	115
<b>Şekil A.9 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.....	116
<b>Şekil A.10 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı .....	116
<b>Şekil A.11 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	117
<b>Şekil A.12 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	117
<b>Şekil A.13 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	118
<b>Şekil A.14 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	118
<b>Şekil A.15 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.....	119
<b>Şekil A.16 :</b> Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	119
<b>Şekil A.17 :</b> Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı .....	120
<b>Şekil A.18 :</b> Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı .....	120
<b>Şekil A.19 :</b> Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	121
<b>Şekil A.20 :</b> Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	121
<b>Şekil A.21 :</b> Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.....	122



<b>Şekil A.22</b> : Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.....	122
<b>Şekil A.23</b> : Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	123
<b>Şekil A.24</b> : Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	123
<b>Şekil A.25</b> : Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı .....	124
<b>Şekil A.26</b> : Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı .....	124
<b>Şekil A.27</b> : Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	125
<b>Şekil A.28</b> : Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	125
<b>Şekil A.29</b> : Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.....	126
<b>Şekil A.30</b> : Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	126
<b>Şekil A.31</b> : Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	127
<b>Şekil A.32</b> : Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	127
<b>Şekil A.33</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı .....	128
<b>Şekil A.34</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı .....	128
<b>Şekil A.35</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	129
<b>Şekil A.36</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	129
<b>Şekil A.37</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.....	130
<b>Şekil A.38</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.....	130
<b>Şekil A.39</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	131
<b>Şekil A.40</b> : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	131
<b>Şekil A.41</b> : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı .....	132
<b>Şekil A.42</b> : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı .....	132
<b>Şekil A.43</b> : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	133
<b>Şekil A.43</b> : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı .....	133
<b>Şekil A.45</b> : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	134
<b>Şekil A.46</b> : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı .....	134

<b>Şekil A.47 :</b> Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı .....	135
<b>Şekil A.48 :</b> Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.....	135

## SEMBOLLER

$a, b, m, n$	: Sabit sayı
$A$	: Alan ( $m^2$ )
$A_a$	: Akışkanın akış yönüne dik toplam kesit alanı ( $m^2$ )
$A_{MSH}, B_{MSH}$	: Muller-Steinhagen ve Heck parametreleri
$A_{x-s}$	: Akışkanın akış yönüne dik kesit alanı ( $m^2$ )
$B_{Ch}, C_{Ch}$	: Chisholm parametreleri
$B_1 \dots B_5$	: Chexal-Lellouche sabitleri
$c_p$	: Sabit basınçta özgül ısı ( $kJ/kg \text{ } ^\circ C$ )
$C_o$	: Dağılım parametresi
$C_R$	: Reddy parametresi
$D_i$	: Boru iç çapı ( $m$ )
$Fr$	: Froude sayısı
$F_{Ch}$	: Chisholm integral terimi
$f$	: Sürtünme katsayısı
$G$	: Kütleli akı ( $kg/m^2 s$ )
$g$	: Yer çekimi ivmesi ( $9,806 m^2/s$ )
$h$	: Entalpi ( $kJ/kg$ )
$h_t$	: Isı taşınım katsayısı ( $kW/m^2 K$ )
$h_{sg}$	: Buharlaşma gizli entalpisi ( $kJ/kg$ )
$i, N$	: Tam sayı
$j$	: Hacimsel akı ( $m/s$ )
$j_{sj}, j_{gj}$	: Sürüklenme akı ( $m/s$ )
$k$	: Isı iletim katsayısı ( $kW/m K$ )
$k_s$	: Yüzey pürüzlülüğü ( $m$ )
$L$	: Uzunluk ( $m$ )
$Nu$	: Nusselt sayısı
$P$	: Basınç ( $bar$ )
$Pe$	: Peclet sayısı
$Pr$	: Prandtl sayısı
$Re$	: Reynolds sayısı
$Q$	: Hacimsel debi ( $m^3/s$ )
$q$	: Birim zamanda transfer edilen ısı ( $kW$ )
$q''$	: Isı akısı ( $kW/m^2$ )
$S$	: Borunun akışa dik kesitteki çevre uzunluğu ( $m$ )
$s$	: Kayma oranı
$t$	: Zaman ( $s$ )

$T$	: Sıcaklık ( $^{\circ}C$ )
$u$	: Hız ( $m/s$ )
$u_{gj}$	: Sürüklenme hızı ( $m/s$ )
$u_{gs}$	: Göreceli hız ( $m/s$ )
$W$	: Kütleli debi ( $kg/s$ )
$We$	: Weber sayısı
$w$	: Birim zamanda yapılan iş ( $kW$ )
$x$	: Dinamik kuruluk derecesi
$x_{ter,HKB}$	: Habbecikli kaynama başlangıcındaki termodinamik kuruluk derecesi
$x_{ter,NBU}$	: Net-buhar üretimi noktasındaki termodinamik kuruluk derecesi
$x_{st}$	: Statik kuruluk derecesi
$x_{ter}$	: Termodinamik kuruluk derecesi
$v$	: Özgül hacim ( $m^3/kg$ )
$z$	: Eksenel uzunluğu ifade eden değişken parametre ( $m$ )

### Grek Sembolleri

$\alpha$	: Boşluk oranı
$\Gamma$	: Chisholm özellik katsayısı
$\Delta$	: Sonlu değişim miktarı
$\varepsilon$	: Hata
$\zeta$	: İki-fazlı akış parametresi
$\bar{\zeta}$	: İki-fazlı akış parametresinin zamana göre ortalaması
$\langle \zeta \rangle$	: İki-fazlı akış parametresinin akışa dik toplam kesit alanına göre ortalaması
$\langle \zeta_g \rangle_g$	: İki-fazlı akış parametresinin akışa dik gaz fazının kesit alanına göre ortalaması
$\langle \zeta_s \rangle_s$	: İki-fazlı akış parametresinin akışa dik sıvı fazının kesit alanına göre ortalaması
$\theta$	: Borunun yatay eksenle yaptığı açı
$\mu$	: Dinamik viskozite ( $m^2/s$ )
$\rho$	: Yoğunluk ( $kg/m^3$ )
$\sigma$	: Normal gerilme ( $N/m$ )
$\tau$	: Kayma gerilmesi ( $Pa$ )
$\phi^2$	: İki-fazlı sürtünme çarpanı

### Alt indisler

$a$	: Akışkan
$ady$	: Adyabatik
$CHF$	: Kritik ısı akısı
$cik$	: Çıkış koşullarında
$den$	: Deneysel olarak ölçülen
$din$	: Dinamik

<i>do</i>	: Doyma sıcaklığı
<i>du</i>	: Duvar
<i>g</i>	: Doymuş gaz
<i>go</i>	: Tamamen gaz fazıyla dolması hali
<i>gir</i>	: Giriş koşullarında
<i>gs</i>	: Gaz fazı ile sıvı fazı arasındaki fark
<b><i>HKB</i></b>	: Habbecekli kaynama başlangıcı
<i>i</i>	: İç
<i>j</i>	: Sürüklenme
<i>ivm</i>	: İvmelenme
<i>h</i>	: Homojen
<i>hes</i>	: Hesaplanan
<i>kri</i>	: Kritik
<i>kor</i>	: Korelasyon
$L_{1f}$	: Tek-fazlı akış uzunluğu
$L_{2f}$	: İki-fazlı akış uzunluğu
$L_q$	: Isıtılmış akış uzunluğu
<i>ort</i>	: Ortalama
<i>q</i>	: Isıtılan
<i>s</i>	: Doymuş sıvı
<i>so</i>	: Tamamen sıvı fazıyla dolması hali
<i>st</i>	: Statik
<i>sur</i>	: Sürtünme
<i>ter</i>	: Termodinamik
<i>yer</i>	: Yer çekimi
$1f$	: Tek-fazlı
$2f$	: İki-fazlı

### Üst indisler

<i>n</i>	: Blasius denklemindeki geometriye bağlı sayı
----------	---



# ISITILMIŞ DÜŞEY BORULARDA İKİ-FAZLI SIVI SU-BUHAR AKIŞI İÇİN BASINÇ DÜŞÜMÜ ÖLÇÜMLERİ VE KORELASYONLARLA BELİRLENEN SÜRTÜNME ÇARPANLARININ KARŞILAŞTIRILMASI

## ÖZET

İki-fazlı akışlarda basınç düşümünün daha iyi anlaşılması başta nükleer santraller ve enerji nakil hatları olmak üzere birçok ileri teknoloji tasarımlarının daha doğru gerçekleştirilmesini sağlayacaktır. İki-fazlı akışlarda basınç düşümü bileşenlerinden belirlenmesi en zor ve en önemli olanı sürtünme bileşenidir. Bu sebeple, iki-fazlı akışlarda sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü konusunda 1940'lı yıllardan bugüne kadar birçok deneysel araştırma yapılmış, sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün ve sürtünme çarpanının belirlenmesi için farklı akış koşullarında birçok korelasyon elde edilmiştir.

Bu tez çalışmasında, sabit (homojen dağılmış) ısı akısıyla ısıtılmış düşey borularda iki-fazlı akış sürtünme çarpanının belirlenmesi amacıyla iki-fazlı akıştaki toplam basınç düşümü ölçümü sonuçlarından iki-fazlı akış sürtünme çarpanının belirlenmesi için bir hesaplama yöntemi oluşturulmuş ve literatürden elde edilen sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borularda sıvı su-buharın iki-fazlı akışında iki-fazlı akışta basınç düşümü deney sonuçlarına uygulanmıştır.

Ayrıca, sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borularda iki-fazlı akış sürtünme çarpanının belirlenmesi için literatürde yer alan korelasyonlar irdelenmiş ve bu korelasyonlardan adı geçen akış koşullarına uygun oldukları kanaatiyle seçilenlerine, literatürden temin edilen deneysel basınç düşümü koşullarına ait veriler uygulanarak iki-fazlı akış sürtünme çarpanları elde edilmiştir.

Deneysel basınç ölçümü sonuçlarından yararlanılarak hesaplama yöntemiyle belirlenen iki-fazlı akış sürtünme çarpanları ile korelasyonlardan elde edilen iki-fazlı akış sürtünme çarpanları karşılaştırılarak, ortalama hataları ve fark kareleri ortalamasının kare köküyle hesaplanan (RMS) hataları belirlenmiştir. Benzer şekilde, homojen akış modeline göre belirlenen iki-fazlı akış sürtünme çarpanları ile hem deneysel basınç ölçümü sonuçlarından yararlanılarak hesaplama yöntemiyle elde edilen, hem de korelasyonlar kullanılarak elde edilen iki-fazlı akış sürtünme çarpanları arasındaki ortalama hatalar ve RMS hataları hesaplanmış ve hesaplama yönteminin ve seçilen bu korelasyonların geçerlilikleri belirlenen hataların karşılaştırılması suretiyle test edilmiştir.

Araştırma sonucunda, Chishom (1973) korelasyonunun iki-fazlı akış sürtünme çarpanı belirlenmesinde en az RMS hatası veren korelasyon olduğu ve Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatasının onu takip ettiği tespit edilmiştir. Ayrıca, Friedel (1979) korelasyonunun iki-fazlı akış sürtünme çarpanı belirlenmesinde en çok RMS hatayı veren korelasyon olduğu, Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatasının onu takip ettiği saptanmıştır.

Tüm deneysel basınç düşümü ölçümü verilerinin elde edildiği 8145 adet deneysel basınç düşümü ölçümü koşulları için, homojen akış modeli kullanılarak hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları ile, bu tez çalışmasında geliştirilen hesaplama yöntemi ve seçilen korelasyonlar kullanılarak hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları arasında yapılan karşılaştırma sonucunda homojen akış modeli kullanılarak hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanlarına en yakın değerlerin bu tez çalışmasında geliştirilen hesaplama yöntemi ile elde edildiği ve bunu Chisholm (1973) korelasyonu ile elde edilen değerlerin izlediği saptanmıştır.



# **COMPARISON OF THE PREDICTIONS OF SELECTED CORRELATIONS WITH THE CALCULATIONS BASED ON THE PRESSURE DROP MEASUREMENTS ALONG A HEATED VERTICAL TUBE FOR STEAM-WATER FLOW FOR THE TWO-PHASE FRICTION MULTIPLIER**

## **SUMMARY**

Advanced technologies such as nuclear power plants and energy transport pipelines can be designed more accurately and efficiently when the two-phase flow pressure drop phenomena is understood better. Because predicting the frictional component of the two-phase flow pressure drop is the most important and difficult one among all of the pressure drop components, many experimental researches have been performed and many correlations have been developed in order to predict the two-phase frictional pressure drop and the two-phase friction multiplier for various flow conditions since 1940s.

In this thesis study, a calculation method for predicting the two-phase friction multiplier is developed and then applied to the experimental two-phase flow pressure drop measurements of steam-water in heated vertical tubes obtained from the literature.

Furthermore, the two-phase friction multiplier correlations in the literature developed for the two-phase flow of steam-water in uniformly heated vertical tubes are reviewed in detail and some of them are selected.

Then, the two-phase friction multiplier correlations for heated vertical tubes selected from the literature are evaluated by comparing the average errors and the RMS errors of the predictions of these correlations with the predictions of the two-phase friction multiplier corresponding to the pressure drop measurements in two-phase flow obtained from the literature. In addition, the average errors and the RMS errors of the predictions of the calculation method and these correlations are calculated and compared to the predictions of the homogeneous flow model.

The results of this thesis are as follows: the predictions of the Chisholm (1973) correlation have the minimum RMS error and those of the Reddy et al. (1982) correlation follow it in the RMS error rank. The predictions of the Friedel (1979) correlation have the maximum RMS error and those of the Lombardi-Pedrocchi (1972) correlation follow it respectively, for the two-phase friction multipliers of two-phase steam-water flow in heated vertical tubes. Additionally, the predictions of the calculation method for the two-phase friction multiplier developed during this thesis have the minimum errors comparing to the predictions of the homogeneous flow model, i.e. its predictions are the closest to the predictions of the homogeneous flow model, and the predictions of the Chisholm (1973) correlation follow them in the error rank.



## 1. GİRİŞ

Akışkanlar, basıncın büyük olduğu yerden küçük olduğu yere doğru hareket ederler. Bu sebeple, akışkanların bir yerden başka bir yere hareket edebilmeleri için basınç farkına ihtiyacı vardır.

İçerisinde akışkan bulunan sistemlerde bu basınç farklılığını oluşturabilmek için pompa, kompresör veya fana ihtiyaç vardır. Bu sistemlerin tasarımında uygun cihazın seçilebilmesi için bilinmesi gereken en önemli parametre akışkanın sistem içerisinde ne kadar basınç kaybına uğrayacağıdır. Sistem içerisindeki basınç kaybını etkileyen birçok etken vardır. Sistemin statik yükseklik farkı, dirsek ve vana gibi akışın türbülansı artıran yerel bileşenlerindeki akış geometrilerindeki değişimlerin etkisinin yanında, akışkan moleküllerinin birbirlerine teması ile oluşan sürtünmeden ve akışkan ile boru veya kanal çeperi arasındaki sürtünmeden kaynaklanan basınç kaybı en önemli etkiye sahiptir. Sürtünmeden kaynaklanan basınç kaybı geometrik şekil ve boyutlar, akışkanın kütleli debisi, basıncı, kuruluk derecesi, viskozite ve yüzey gerilimi gibi transport özellikleri ve akış rejimi gibi birçok bağımsız parametreden etkilendiği ve belirlenmesi zor olduğu için toplam basınç kaybının belirlenmesinde en önemli yeri almaktadır.

Bugüne kadar basınç düşümü ile ilgili yapılan araştırmaların çoğunluğu tek-fazlı ve adyabatik akış koşulları için gerçekleştirilmiştir. Fakat 1940'lı yıllardan itibaren basınç düşümü ile ilgili araştırmalar iki-fazlı akışlar üzerine yoğunlaştırılmıştır. Bunda, su soğutmalı nükleer reaktörler ve enerji nakil hatlarında çıkan sorunların çözümünde iki-fazlı akışın anlaşılması gerekliliğinin yeri ve önemi büyüktür. Her ne kadar iki-fazlı akış konusu bu alanlarda büyük öneme sahipse de iki-fazlı akış konusu sadece bu alanlarla kısıtlı değildir. Prosesten kimyaya, ısıtmadan iklimlendirmeye birçok bilim ve uygulama alanıyla da yakından ilişkilidir.

Bu tez kapsamında, 2. Bölüm'de iki-fazlı su-buhar akışı için literatürde yer alan araştırmalar irdelenmiştir.

3. Bölüm'de iki-fazlı akış için temel kavramları irdelenmiştir.

4. Bölüm'de iki-fazlı akış için hem düşey hem de yatay akış koşulları için akış rejimleri anlatılmış ayrıca temel iki-fazlı akış modelleri irdelenmiştir.
5. Bölüm'de iki-fazlı akışta havuz tipi kaynama ve zorlanmış taşınımlı kaynama bahisleri ele alınarak kaynama ile ısı transferi mekanizmaları irdelenmiştir.
6. Bölüm'de tek-fazlı ve iki-fazlı akış için sürekli akışta, yer çekiminden, ivmelenmeden ve sürtünmeden kaynaklanan üç temel basınç gradyanı bileşeni irdelenmiştir.
7. Bölüm'de iki-fazlı akışta basınç düşümü ölçümlerinin nasıl yapıldığı anlatılmış, iki-fazlı akışın sürtünme bileşeni için tanımlanan sürtünme çarpanının farklı tanımlarından bahsedildikten sonra adyabatik ve sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borulardaki iki-fazlı sıvı su-buharın akışında sürtünme ile oluşan basınç düşümünde iki-fazlı akışta sürtünme çarpanı için literatürden seçilen metodlar ve korelasyonlar irdelenmiştir.
8. Bölüm'de deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarından iki-fazlı akışta sürtünme çarpanının elde edilmesi için geliştirilen hesaplama yöntemi anlatıldıktan sonra literatürden seçilen korelasyonlarla hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları yine literatürden elde edilen basınç düşümü ölçümü sonuçlarından hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanlarıyla ayrıntılı olarak karşılaştırılıp test edilmişlerdir.
9. Bölüm'de, bu tezde elde edilen genel sonuçlar sunularak irdelenmiş ve konu ile ilgili gelecekte ne tür araştırmaların yapılabileceği hususunda önerilerde bulunulmuştur.

## 2. LİTERATÜR ARAŞTIRMASI

Bu bölümde, iki-fazlı sıvı su-buhar akışı için ısıtılmış ve adyabatik koşullarda sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü ile ilgili literatürde yer alan çalışmalar irdelenecektir.

Idsinga (1975), 17,24-103,43 bar basınç, 271,2-4339 kg/m<sup>2</sup>s kütleli akı, aşırı soğutulmuş sıvı kaynaması ile doymuş gaz fazı arasındaki termodinamik kurulum derecelerinde ve 2,286-33,02 mm boru çapı aralıklarında 2220 adet adyabatik akışta, 1230 adet de ısıtılmış akış koşullarında deneysel basınç düşümü sonuçları elde etmiştir. Idsinga (1975) elde etmiş olduğu deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile 18 adet korelasyonun sonuçlarını karşılaştırmış ve hata analizini yapmıştır.

Idsinga (1975) hata analizlerini ısıtılmış veya adyabatik boruda olması durumuna göre, boşluk oranı hesaplamalarına göre (Thom, Martinelli-Nelson ve homojen akış modeli) ve farklı tek-fazlı sürtünme katsayısı hesaplamalarına göre değerlendirmiş ve her bir durum için ortalama hata, RMS hata ve standart sapmasını hesaplamıştır. Araştırmanın sonucunda tüm veriler için Thom (1964) metodunun en iyi sonucu verdiğini tespit etmiştir. Ayrıca Baroczy (1965) korelasyonunun ve homojen akış modellerinin Thom (1964) modelinden sonra en iyi sonuçları verdiğini tespit etmiştir.

Leung (1994), düşey boruda basınç düşümü için 50-97 bar basınç, 1000-10.000 kg/m<sup>2</sup>s kütleli akı, -0,25-1 termodinamik kurulum derecesi aralıklarında deneysel bir araştırma yaparak 1141 adet veri elde etmiştir. Bu deneysel sonuçlarla ısı akışı arttıkça tek-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün azaldığını tespit etmiştir. Ayrıca ısı akışı ile beraber basınç, kütleli akı gibi akış parametrelerinin sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümüne etkisini incelemiştir.

Leung (1994) iki-fazlı akıştaki basınç düşümünü belirlemede bir model ortaya koymuş ve bu model ile beraber 19 adet korelasyonun deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarına göre tam kuruma öncesi (dryout) hata analizlerini yapmış, sonuçta kendi modelinden sonra en iyi sonucu sırasıyla Reddy vd. (1982), Chisholm

(1973) ve Beattie (1973)'nin halka şeklinde iç içe akış koşulu için geliştirmiş olduğu korelasyonların verdiği tespit etmiştir. Tam kuruma civarında ise kendi modellemesinden sonra Beattie (1973)'nin tam kuruma sonrası için geliştirmiş olduğu korelasyonun en az hata ile sonuç verdiği tespit etmiştir.

Aubé (1996), École Polytechnique'deki termalhidrolik laboratuvarında yapmış olduğu çalışmalarda 10-45 bar basınç aralığında 13,4 ve 22,9 mm çapındaki borularda tek-fazlı ve iki-fazlı akış koşullarındaki ısı akısının sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümüne etkisini araştırmıştır. Aubé (1996), sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün ısı akısı arttıkça azaldığını gözlemlemiştir. Bununla beraber, dinamik kuruluk derecesi arttıkça ve basınç düştükçe iki-fazlı sürtünme çarpanının arttığını tespit etmiştir. Ayrıca, iki-fazlı sürtünme çarpanının düşük termodinamik kuruluk derecelerinde ısı akısı arttıkça arttığını fakat yüksek termodinamik kuruluk derecelerinde ise ısı akısı arttıkça azaldığını tespit etmiştir.

Olekhovitch (1997), 5-40 bar basınç aralığında 476 adet düşey boruda ve 60 adet de yatay boruda kritik ısı akısını belirlemek için deneysel ölçümler yapmıştır. Bu ölçümler sırasında basınç düşümünü de tespit etmiştir.

Leung vd. (2004), Chalk River ve École Polytechnique laboratuvarlarında ısıtılmış boruda sıvı su-buhar akışında basınç düşümünü belirlemek için araştırma yapmışlar ve araştırmalar neticesinde ısı akısı arttıkça tek-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün azaldığını tespit etmişlerdir. İki-fazlı sürtünme çarpanının habbecikli akışta ısı akısı arttıkça arttığını, halka şeklinde iç içe akışta ise ısı akısı arttıkça azaldığını tespit etmişlerdir. Ayrıca, tam kuruma bölgesine yaklaştıkça iki-fazlı sürtünme çarpanının da maksimum değerlere ulaştığını tespit etmişlerdir.

Olekhovitch vd. (2004), sabit (homojen dağılmış) ısı akısıyla ısıtılmış düşey boruda sıvı su-buhar akışında iki-fazlı basınç düşümünün tespit edilmesi için korelasyon belirlemişlerdir. Bu korelasyonu École Polytechnique'deki laboratuvarında elde edilen 8574 adet basınç düşümü deneysel sonuçları ile literatürde daha önce ısıtılmış boruda sıvı su-buhar akışı için yapılmış olan 6 adet araştırmayı da kullanarak toplam 9935 adet deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarından yararlanarak elde etmişlerdir.

### 3. İKİ-FAZLI AKIŞA İLİŞKİN TEMEL KAVRAMLAR

Bir  $\zeta$  iki-fazlı akış parametresinin  $t - \Delta t$  ile  $t$  anı arasında zamana bağlı ortalaması

$$\bar{\zeta} = \frac{1}{\Delta t} \int_{t-\Delta t}^t \zeta dt \quad (3.1)$$

şeklinde tanımlanabilir.

Benzer şekilde,  $s$  ve  $g$  alt indisleri sıvı ve gaz fazlarını ifade etmek üzere iki-fazlı akış parametrelerinin akışa dik sıvı, gaz ve toplam kesit alanları üzerinden ortalamaları sırasıyla

$$\langle \zeta_s \rangle_s = \frac{1}{A_{x-s}(1-\langle \alpha \rangle)} \iint_A \zeta_s (1-\alpha) dA = \frac{\langle (1-\alpha) \zeta_s \rangle}{\langle 1-\alpha \rangle} \quad (3.2)$$

$$\langle \zeta_g \rangle_g = \frac{1}{A_{x-s} \langle \alpha \rangle} \iint_{A_{x-s}} \zeta_g \alpha dA = \frac{\langle \alpha \zeta_g \rangle}{\langle \alpha \rangle} \quad (3.3)$$

$$\langle \zeta \rangle = \frac{1}{A_{x-s}} \iint_{A_{x-s}} \zeta dA \quad (3.4)$$

şeklinde tanımlanıp iki-fazlı akışın 1-boyutlu analizi yapılabilir.

Denklem (3.1)-(3.4)'de tanımlandığı şekliyle belirli bir  $t - \Delta t$  ile  $t$  anı arasında zamana ve akışa dik kesit alanları üzerinde ortalaması alınmış akış parametreleri iki-fazlı akışın 1-boyutlu analizini yapmaya olanak sağlarlar.

Bu tez çalışmasında bu noktadan itibaren bahsi geçecek tüm akış parametreleri Denklem (3.1)-(3.4)'de tanımlandığı gibi ortalaması alınmış varsayılacak ancak ortalama almaya ilişkin  $\bar{\cdot}$  ve  $\langle \cdot \rangle$  gibi simgeler basitlik olması açısından ihmal edilecek, kullanılmayacaktır.

1-boyutlu iki-fazlı akış için kullanılan temel kavramların bazıları aşağıda sunulmaktadır.

Sıvı ve gaz fazlarının kütleli debisi (mass flow rate) ile toplam kütleli debi sırasıyla

$$W_s = u_s \rho_s (1 - \alpha) A \quad (3.5)$$

$$W_g = u_g \rho_g \alpha A \quad (3.6)$$

$$W = W_s + W_g \quad (3.7)$$

şeklinde tanımlanır.

Sıvı ve gaz fazlarının hacimsel debisi (volumetric flow rate) ile toplam hacimsel debi sırasıyla

$$Q_s = \frac{W_s}{\rho_s} \quad (3.8)$$

$$Q_g = \frac{W_g}{\rho_g} \quad (3.9)$$

$$Q = Q_s + Q_g \quad (3.10)$$

şeklinde tanımlanır.

Sıvı ve gazın faz hızları (phase velocity), bu fazların hacimsel debilerinin akışa dik kesitte kapladıkları alana oranlarıyla

$$u_s = \frac{Q_s}{A_s} \quad (3.11)$$

$$u_g = \frac{Q_g}{A_g} \quad (3.12)$$

şeklinde tanımlanır.

Akışa dik kesitte gaz fazının kapladığı alanın toplam dik kesit alanına oranına boşluk oranı (void fraction) denir ve

$$\alpha = \frac{A_g}{A} \quad (3.13)$$

şeklinde tanımlanır ve  $0 \leq \alpha \leq 1$  aralığında değer alır.

Sıvı ve gaz fazlarının kütleli akıları (mass flux) ile toplam kütleli akı, kütleli debilerinin toplam dik kesit alanına oranı ile sırasıyla

$$G_s = \frac{W_s}{A} = G(1 - x_{din}) = u_s \rho_s (1 - \alpha) \quad (3.14)$$



$$G_g = \frac{W_g}{A} = G x_{din} = u_g \rho_g \alpha \quad (3.15)$$

$$G = G_s + G_g \quad (3.16)$$

şeklinde tanımlanmaktadır.

Sıvı ve gaz fazlarının hacimsel akıları (volumetric flux) ile toplam hacimsel akı, hacimsel debilerinin toplam dik kesit alanına oranı ile sırasıyla

$$j_s = \frac{Q_s}{A} = \frac{G(1-x_{din})}{\rho_s} = u_s (1-\alpha) \quad (3.17)$$

$$j_g = \frac{Q_g}{A} = \frac{G x_{din}}{\rho_g} = u_g \alpha \quad (3.18)$$

$$j = j_s + j_g \quad (3.19)$$

şeklinde tanımlanmaktadır.

Göreceli hız (relative velocity), fazların birbirlerine göre bağlı hızlarıdır ve

$$u_{gs} = u_g - u_s = -u_{sg} \quad (3.20)$$

şeklinde tanımlanır.

Kayma oranı (slip ratio), gaz fazı hızının sıvı fazı hızına oranıdır ve

$$s = \frac{u_g}{u_s} = \frac{W_g \rho_s A_s}{W_s \rho_g A_g} = \left( \frac{x_{din}}{1-x_{din}} \right) \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} \right) \left( \frac{1-\alpha}{\alpha} \right) \quad (3.21)$$

şeklinde tanımlanır.

Homojen dengeli akış modelinde  $u_g = u_s$  olarak kabul edildiği için  $s = 1$  olur.

İki-fazlı akış analizinde, 3 ayrı kuruluk derecesi tanımı yapılmaktadır. Bunlar sırasıyla termodinamik, dinamik ve statik kuruluk derecelerdir.

Termodinamik kuruluk derecesi (thermodynamic quality)  $x_{ter}$

$$x_{ter} = \frac{h - h_s}{h_{sg}} \quad (3.22)$$

şeklinde tanımlanırken  $h_s$  doyma sıcaklığındaki sıvı fazı entalpisini,  $h_{sg}$  ise doyma sıcaklığındaki buharlaşma gizli entalpisini göstermektedir.

Dinamik kuruluk derecesi (flow quality)  $x_{din}$ , gaz fazının kütleli debisinin toplam kütleli debiye oranı ile

$$x_{din} = \frac{W_g}{W} = \frac{W_g}{W_s + W_g} \quad (3.23)$$

şeklinde ve statik kuruluk derecesi (static quality)  $x_{st}$  ise gaz fazının ağırlığının toplam ağırlığa oranı ile

$$x_{st} = \frac{\rho_g A_g}{\rho_s A_s + \rho_g A_g} \quad (3.24)$$

şeklinde tanımlanmaktadır. Termodinamik kuruluk derecesi 0 ile 1 arasında değerler alabileceği gibi 1'den büyük ya da 0'dan küçük değerler de alabilmektedir. Buna karşın, dinamik ve statik kuruluk dereceleri ise 0 ile 1 arasında değerler alabilmektedir. Homojen dengeli akış modelinde, gaz ve sıvı fazların hızları aynı olarak kabul edildiği için dinamik ve statik kuruluk dereceleri birbirlerine eşit olur.

#### **4. İKİ-FAZLI AKIŞ REJİMLERİ VE MODELLERİ**

Tek-fazlı akışta olduğu gibi iki-fazlı akışta da akış rejiminin akışa olan etkisi büyüktür. Akışın rejimi, akış hidrodinamiğine ve ısı transferi mekanizmasına etki eder. Örneğin; ısı transferi, ısıtılan yüzeyin sıvı fazı ile temas etmesi durumunda gaz fazı ile temas etmesi durumuna göre daha yüksek olmaktadır. Çünkü sıvı fazındaki ısı iletim katsayısı ve yüzey film katsayısı, gaz fazındaki ısı iletim katsayısından ve yüzey film katsayısından daha büyük değerlere sahiptir. Benzer şekilde, sıvı fazındaki viskozite, gaz fazındaki viskoziteden büyük olduğundan basınç düşümü de daha büyük olur.

Akış rejimleri küçük akış hızlarında doğrudan gözlemlerle belirlenebilirken, büyük akış hızlarında X-ışınları yardımıyla radyografi ile görüntüleme sonucunda belirlenebilmektedir.

İki akış rejimi arasındaki akış rejimi, bu akış rejimlerinin isimleri beraber verilerek tanımlanırlar. Örneğin; habbecikli ve birleşik-iri habbeli akış rejimleri arasındaki akış rejiminin tanımlamasında habbecikli – birleşik iri habbeli akış rejimi ismi kullanılmaktadır.

Akış rejimleri çok farklı şekillerde ve sayılarda tasnif edilebilirler. Bu tezde, Hewitt (1977) tarafından tasnifi yapılmış ve genel olarak kabul gören akış rejimleri irdelenmiştir. Hewitt (1977)'e göre, adyabatik akış koşullarında düşey akış için 5 farklı akış rejimi, yatay akış için 6 farklı akış rejimi oluşmaktadır. Yer çekiminin etkisinden dolayı yatay akışta, düşey akıştakine göre 1 adet fazla akış rejimi oluşmaktadır (Leung, 1994).

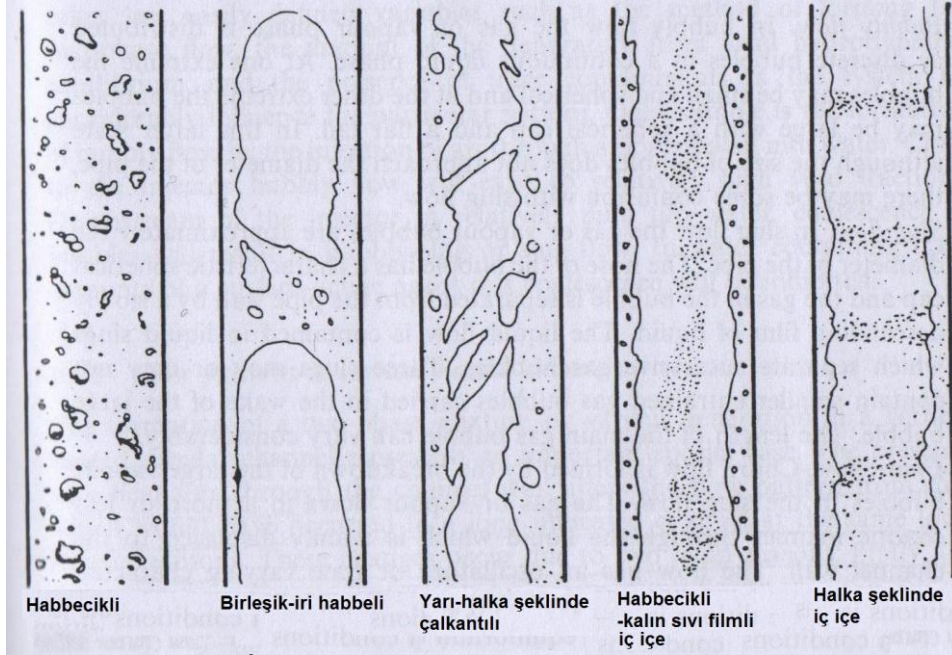
##### **4.1 Düşey Akışta İki-Fazlı Akış Rejimleri**

Düşey akışta iki-fazlı akış rejimleri, çok farklı şekil ve sayılarda tasnif edilebilirler. Şekil 4.1'de gösterildiği gibi en genel halde 5 akış rejimi olduğu söylenebilir.

Bunlar sırasıyla;

- habbecikli akış (bubbly flow),

- birleşik-iri habbeli akış (slug flow),
- yarı-halka şeklinde çalkantılı akış (churn flow),
- habbecikli-kalın sıvı filmli iç içe akış (wispy-annular flow) ve
- halka şeklinde iç içe akış (annular flow) olup bu akış rejimleri aşağıda kısaca anlatılmaktadır.



**Şekil 4.1 :** Düşey akışta iki-fazlı akış rejimleri (Hewitt, 1978).

#### **4.1.1 Habbecikli akış**

Habbecikli akış rejiminde, sürekli sıvı fazında akan akışkanın içerisinde dağılmış gaz fazında habbecikler bulunur. Bunlar, küçük küreler halinde veya yarım küre başlıklı ve uzamış gaz habbecikleridir. Bu habbeciklerin çapı akışın olduğu borunun çapından çok daha küçüktür. Alçak termodinamik kuruluk derecelerinde, sıvı fazı ile gaz fazı arasındaki yüzey gerilimi yüksek olduğundan büyük habbeler oluştuğlarında bölünürler, bu sebeple habbeciklerin çapı küçük olur. Habbecikler, adyabatik ve ısıtılmış borularda sırasıyla alçak ve yüksek termodinamik kuruluk derecelerindeki akış koşullarında boru çeperine yakın yerlerde üretilir.

Habbeciklerin büyüklüğü, akış koşullarına ve akışkanın özelliklerine bağlıdır. Ayrıca, ısıtılmış borularda habbeciklerin dağılımı adyabatik borularda akış halinden farklı olarak sıcaklık dağılımından da etkilenir.

#### **4.1.2 Birleşik-iri habbeli akış**

Habbecikler, artan ısınma neticesinde sayıları arttığında birleşip büyük habbeler oluştururlar. Birleşik-iri habbeli akış rejiminde, gaz fazındaki habbelerin çapı neredeyse boru çapı kadardır. Habbeler değişik boylarda ve uç kısımları yarı küresel biçimde olabilir. Bu habbeler çoğunlukla boru çeperinden sıvı film tabakasıyla ayrılmış olarak hareket ederler. Alçak akış hızlarında sıvı film içerisinde ısı transferi az olacağından habbecik üretimi az olur. Yüksek ısı akısı durumunda ise, sıvı filmi sürekliliğini kaybederek yanma (burnout) olayı gerçekleşebilir.

#### **4.1.3 Yarı-halka şeklinde çalkantılı akış**

Bu akış rejimine, yarı halkalı çalkantılı akış rejimi veya birleşik iri habbeli – halkalı akış rejimi de denilir. Bu akış rejimi, birleşik-iri habbeli akış rejimine benzer bir yapı gösterir, fakat genellikle yüksek sıvı fazı hızlarında görülür. Bu akış rejimindeki habbeler, birleşik-iri habbeli akış rejimindeki habbelerin parçalanması sonucu oluşur. Birleşik-iri habbeli akış rejiminden farklı olarak akış yönüne dik kesitteki habbe yoğunluğu daha azdır. Ayrıca sıvı ve gaz fazları arasında dalgalı bir yüzey bulunduğu için yüzey gerilimi daha fazla olur.

#### **4.1.4 Habbecikli-kalın sıvı filmli iç içe akış**

Bu akış rejimi, Hewitt ve Hall-Taylor (1970)'da tanımlanmış bir akış rejimidir (Leung, 1994). Bu akış rejimi yüksek kütleli debili akışlarda gözlemlenmektedir. Bu akış rejiminde boru yüzeyinde kalın sıvı film tabakası oluşmakta bununla beraber bu filmin içerisinde gaz fazında küçük habbecikler bulunmaktadır. Çeperdeki sıvı fazından yoğun bir şekilde damlacıklar koparak gaz fazına birikirler. Bu nedenle akışın merkezinde bulunan gaz fazındaki akışkanın içerisinde ihmal edilemeyecek kadar fazla sayıda sıvı fazında damlacıklar bulunmaktadır.

#### **4.1.5 Halka şeklinde iç içe akış**

Bu akış rejiminde merkezde gaz fazı bulunurken boru çeperinde sıvı film tabakası bulunmaktadır.

Bu akış rejiminde sıvı ve gaz fazları arasındaki arayüzeyin yapısı akış koşullarına bağlıdır. Yavaş akış hızlarında arayüzey düzgün, yüksek akış hızlarında ise ara yüzey dalgalı olmaktadır.

Yüksek gaz fazı hızlarında, çalkantılı akış rejimi sırasında bulunan sıvı geçiş köprüleri yıkılarak merkezde gaz fazı yer alır ve boru yüzeyinde sıvı film tabakası oluşur. Parçalanmış sıvı geçiş köprüleri, merkezde gaz fazı içerisinde sıvı damlacıklar şeklinde dağılırlar.

Yüksek akış hızlarında merkezdeki gaz fazı içerisinde damlacık sayısı ve yoğunluğu artar ve sıvı film tabakası kalınlığı azalır.

#### **4.1.6 Ters çevrilmiş halkalı akış ve dağılmış damlacıklı akış**

Isıtılmış boruda, buraya kadar bahsedilen akış rejimlerine ek olarak ters çevrilmiş halkalı akış (inverted-annular flow) ve dağılmış damlacıklı akış (dispersed-droplet flow) rejimleri de görülmektedir. Bu akış rejimleri ısıtılan boruda yüzey sıcaklığının fazla olması durumunda boru yüzeyi ile temas halindeki sıvı fazının kalmaması durumunda ortaya çıkabilmektedir.

Ters çevrilmiş halkalı akış, küçük boşluk oranlarında görülür, büyük boşluk oranına sahip halka şeklinde iç içe akışın tam tersidir.

Dağılmış damlacıklı akış, büyük boşluk oranlarında görülür, habbecikli akış rejiminin tam tersidir. Akış rejimindeki damlacıkların büyüklüğü akış koşullarına ve akışkanın özelliklerine bağlıdır.

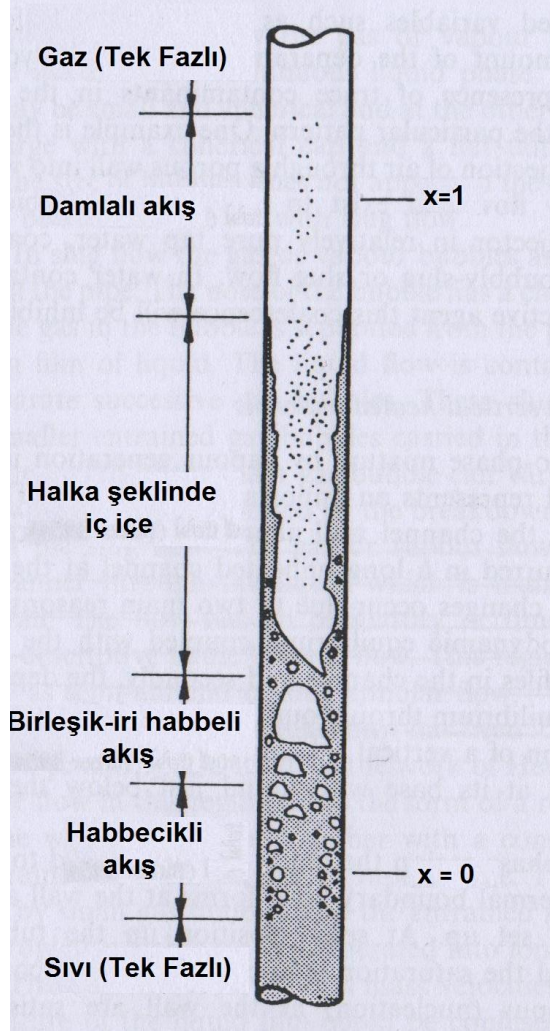
#### **4.1.7 Düşey ısıtılmış borularda akış rejimi değişimleri ve akış rejimi haritaları**

Isıtılmış borudaki akış rejimleri ile ısıtılmamış (adyabatik) borulardaki akış rejimleri biraz farklılık gösterirler. Bunun en önemli sebebi aksel uzunluk boyunca termodinamik kurulum derecesinin farklılık göstermesidir. Şekil 4.2’de gösterilen sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borudaki akış rejimleri görülmektedir.

Şekil 4.2’de de görüldüğü üzere düşey konumda ve sabit ısı akısıyla ısıtılmış boruda, girişte tamamen sıvı fazında bulunan akışkan öncelikle doyma sıcaklığına kadar ısıtmaya başlar. Boru çeperine yakın akışkan katmanlarında ısıl sınır tabaka oluşur ve radyal sıcaklık dağılımı oluşur.

Boru yüzeyi üzerinde sıcaklık doyma sıcaklığına ulaştığında boru yüzeyinden itibaren gaz fazında habbecikler oluşarak habbecikli akış rejimine geçilir. Habbeciklerin konsantrasyonu arttığında artık birleşik-iri habbeli akış rejimine geçilir, ardından halka şeklinde iç içe akış rejimine ulaşılır. Bu akış rejiminden sonra

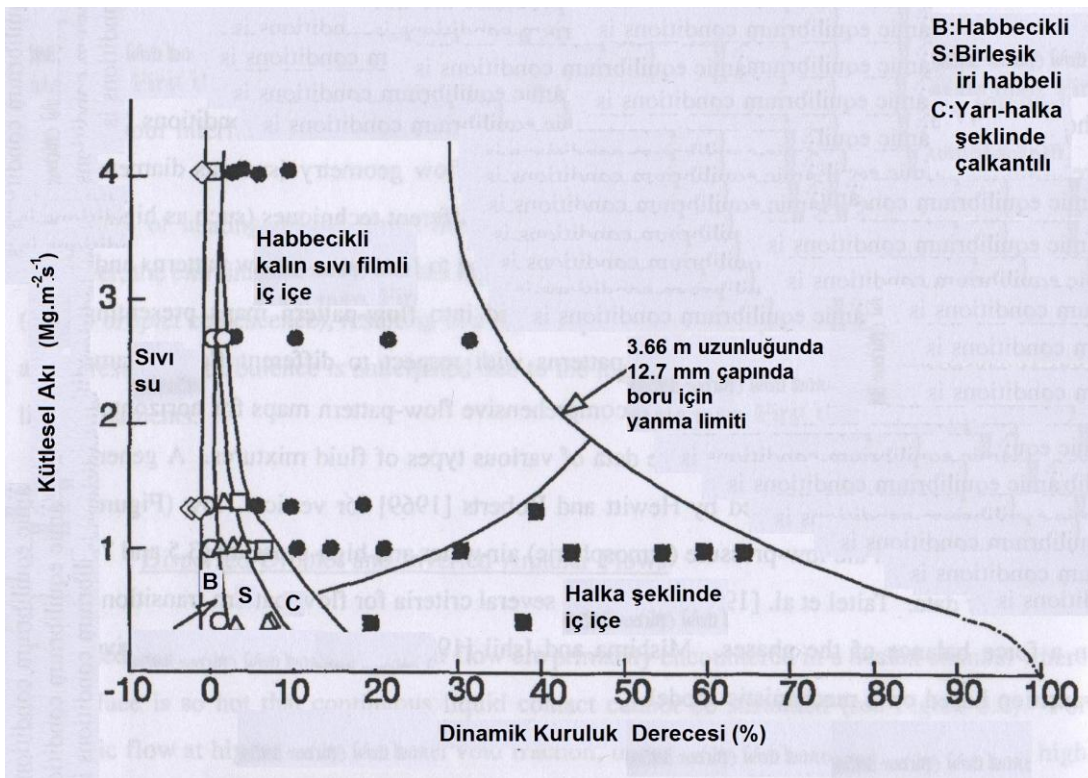
ısıtılan boruda yüzey çeperinde bulunan sıvı film tabakasından ayrılan sıvı damlacıkları merkezde bulunan gaz fazına katılırlar. Boru yüzey çeperindeki sıvı film tabakası tamamen bittiğinde tam kuruma (dryout) gerçekleşir. Son olarak, gaz fazının içerisinde bulunan damlacıklar yavaş yavaş buharlaşarak akışkan tamamen gaz fazına geçer.



**Şekil 4.2 :** Sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey boruda akış rejimleri (Collier ve Thome, 1996)

Akış rejimi haritaları, yerel akış parametrelerine göre akış rejiminin ne olabileceğine dair fikir vermeye yardımcı olan basitleştirilmiş haritalardır. Bu haritalar faz hızlarına ya da faz hızlarının da içerisinde bulunduğu parametrelere bağlı olarak grafiksel yöntem ile akış rejimleri hakkında genel olarak bilgi sahibi olmaya olanak sağlarlar. Bu haritalar, akış rejiminde etkisi olan ikincil etkenlerin etkilerinin gösterilmesi mümkün olmadığı için akış rejimi hakkında tam manası ile fikir vermezler ve bu yönleri ile eksiktirler. Şekil 4.3'te sabit ısı akısıyla ısıtılmış boruda

6,89 MPa basınçta sıvı su-buhar akışı için akış rejimlerinin tayininde kullanılmak üzere Bennett vd. (1965)'de geliştirilen bir akış haritası örneği görülmektedir. Isıtılmış borudaki akışlar için oluşturulan haritalarda akış rejimleri genellikle termodinamik kuruluk derecesi ve kütesel akıya bağlı olarak belirlenir. Şekil 4.4'te, Hewitt ve Roberts (1969)'da geliştirilmiş örnek bir düşey akış haritası görülmektedir. Bu harita 1-3 cm çapındaki düşey boruda yüksek basınç (3,5-7 MPa) sıvı su-buhar akışları ve alçak basınçta (atmosfer basıncı) su-hava akışı için geçerli olan akış rejimlerini belirlemede kullanılmaktadır. Grafiğin x ve y eksenlerinde momentum akıları gösterilmektedir.



Şekil 4.3 : Sabit ısı akışıyla ısıtılmış düşey boruda 6,89 MPa basınçta sıvı su-buhar akışı için akış haritası (Bennett vd., 1965).

#### 4.2 Yatay Akışta İki-Fazlı Akış Rejimleri

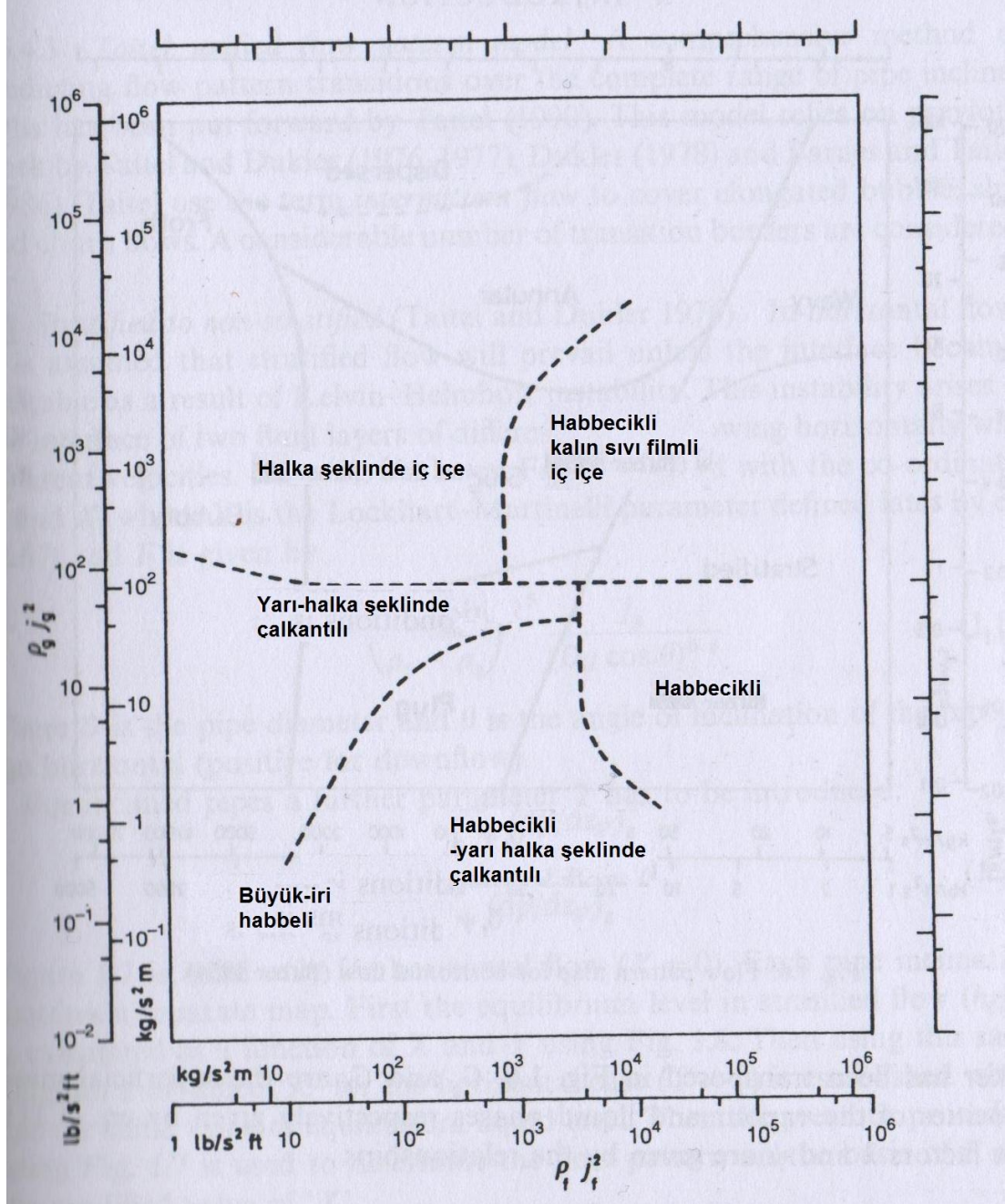
Yatay akışta iki-fazlı akış rejimleri genel olarak 6 farklı şekilde sınıflandırılabilirler. Yatay akışta yer çekiminden dolayı oluşan asimetri sebebiyle akış rejimleri biraz daha komplekstir.

Yatay boruda akış rejimleri Şekil 4.5'te gösterilmiştir ve şöyle isimlendirilebilirler:

- habbecikli akış (bubbly flow),



- fazları ayrılmış düzgün arayüzeyle akış (stratified flow),
- fazları ayrılmış dalgalı arayüzeyle akış (wavy flow),
- büyük-iri habbeli akış (slug flow) ve
- halka şeklinde iç içe akış (annular flow).



Şekil 4.4 : Sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey boruda akış haritası örneği (Hewitt ve Roberts, 1969).



Şekil 4.5 : Yatay akışta iki-fazlı akış rejimleri (Collier ve Thome, 1996).

#### 4.2.1 Habbecikli akış

Bu akış rejimi, düşey akıştaki habbecikli akış rejiminin aynısıdır. Tek farkı sıvı-gaz yoğunluk farkının çok ve boru çapının uzunluğuna nazaran az olması nedeniyle oluşan habbeciklerin borunun üst tarafında daha yoğun olarak yer almasıdır.

#### 4.2.2 Tıkaç şeklinde akış

Tıkaç şeklinde akış rejimi, düşey akıştaki akış rejimi ile aynı özellikleri gösterir, sadece habbelerin oluşumu sıvı ve gaz fazı hızlarının azalmasıyla orantılı olarak borunun üst kısmında gerçekleşir.

#### 4.2.3 Fazları ayrılmış düzgün arayüzeyli akış

Tabakalı akış rejimi, çok küçük sıvı ve gaz faz hızlarında gözlemlenmektedir. Bu akış rejiminde sıvı ve gaz fazları birbirlerinden nerede ise düz bir yüzeyle ayrılmışlardır.

#### **4.2.4 Fazları ayrılmış dalgalı arayüzeyli akış**

Sıvı fazına nazaran gaz fazı ile sıvı fazı arasındaki hız farkı arttıkça fazlar arasındaki yüzey dalgalanmaya başlamaktadır. Bu yüzden bu akış rejimine dalgalı akış rejimi denilmiştir.

#### **4.2.5 Büyük-iri habbeli akış**

Gaz faz hızının artmasıyla fazlar arasındaki arayüzeyden gaz fazındaki habbecikler kopmaya başlar. Bu tür akış rejimine büyük-iri habbeli akış rejimi denilmektedir.

#### **4.2.6 Halka şeklinde iç içe akış**

Gaz faz hızının artmasıyla boru yüzeyinde ince sıvı film tabaka oluşmaya başlar. Bu akış rejimine halkalı akış rejimi denilir.

#### **4.2.7 Yatay ısıtılmış borularda akış rejimi haritaları**

Yatay ısıtılmış borularda da akış rejimlerinin basit bir halde belirlenmesi akış haritaları yardımıyla olmaktadır. Alçak basınçtaki su-hava akışı için Baker (1954)'de tarafından geliştirilmiş akış rejimi haritası Şekil 4.6'da gösterilmektedir.

### **4.3 İki-Fazlı Akış Modelleri**

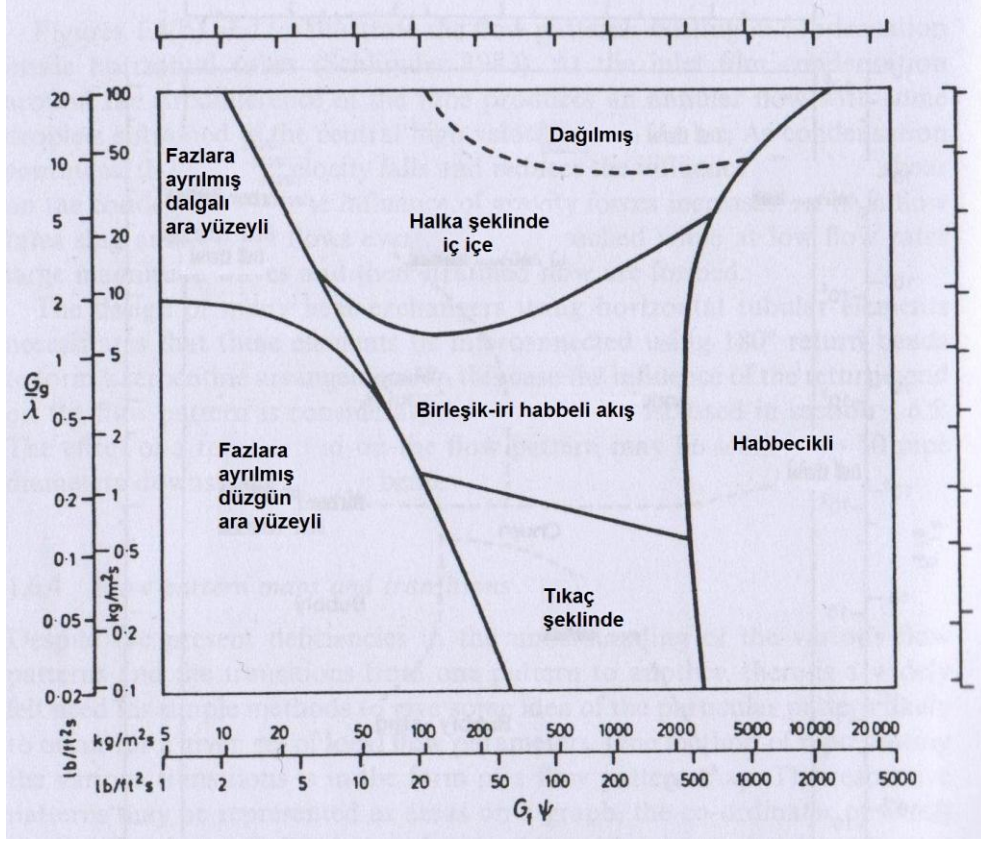
İki-fazlı akışlarda modellemeler her ne kadar akışın analizinde bazen yetersiz kalsa da akışın anlaşılmasını basitleştirdiği için kullanışlıdır. 3 ayrı akış modellemesi vardır.

Bunlar;

- homojen dengeli (homogeneous equilibrium) akış modeli,
- ayrılmış (separated) akış modeli ve
- sürüklemeli (kaymalı) (drift-flux) akış modelidir.

#### **4.3.1 Homojen dengeli akış modeli**

Homojen dengeli akış modeli, iki-fazlı akış için en basit modelleme yöntemidir. Homojen dengeli akış modeli iki fazın ortalama özelliklerine sahip tek faz kabulü yapılarak oluşturulan modeldir.



**Şekil 4.6 :** Sabit ısı akısıyla ısıtılmış yatay borudaki akışlar için akış haritası (Baker, 1954).

Akışkanın hızı, sıcaklığı ve yoğunluğu gibi termodinamik özellikleri ve viskozite gibi özellikleri iki-fazın ortalaması alınarak bulunur. Bu şekilde modelleme yapıldığı için akışkanlar mekaniğinin tüm standart metodları uygulanabilir. Homojen dengeli akış modelinin basıncın ve ivmenin ani değişiklik gösterdiği akışlarda kullanılması uygun değildir.

Homojen dengeli akış modelinde sürekli halde (zamandan bağımsız) 1-boyutlu süreklilik denklemi, momentum dengesi ve enerji korunum denklemleri aşağıdaki gibi yazılabilir.

Süreklilik denklemi

$$W = \rho_{ort} u A = \text{sabit} \quad (4.1)$$

şeklinde tanımlanırken,  $\rho_{ort}$  fazların ortalama yoğunluklarını göstermektedir.

Momentum dengesi denklemi

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_{duv} + \frac{W}{A} \frac{du}{dz} + \rho_{ort} g \sin \theta \quad (4.2)$$

şeklinde yazılabilir. Burada  $S$  akışa dik kesitteki çevre uzunluğunu,  $\tau_{duv}$  akışkanın boru yüzeyine yakın bölgesindeki ortalama yüzey gerilim kuvvetini (shear stress),  $g$  yer çekimi ivmesini ve  $\theta$  borunun yatayla olan açısını göstermektedir.

Enerji korunumu denklemi

$$\frac{1}{W} \left( \frac{dq}{dz} - \frac{dw}{dz} \right) = \frac{d}{dz} \left( h + \frac{u^2}{2} + g z \sin \theta \right) \quad (4.3)$$

şeklinde yazılırken  $q$  birim zamanda transfer edilen ısıyı,  $w$  birim zamanda yapılan işi,  $z$  ise yüksekliği göstermektedir.

Homojen dengeli akış modelinde ortalama yoğunluk  $\rho_{ort}$

$$\rho_{ort} = \alpha \rho_g + (1 - \alpha) \rho_s \quad (4.4)$$

şeklinde tanımlanır.

#### 4.3.2 Ayrılmış akış modeli

Ayrılmış akış modeli akışkanların farklı hızlarda ve farklı akışkan özelliklerine sahip olması durumları göz önüne alınarak geliştirilmiştir. Akışkanın iki farklı fazı için hızların birbirlerine eşit olması gerekmez.

Ayrılmış akış modeli özellikle halka şeklinde iç içe, fazları ayrılmış düzgün ara yüzeyli ve fazları ayrılmış dalgalı ara yüzeyli akış rejimleri için uygun bir modellemedir.

Ayrılmış akış modelinde istenildiği kadar basit ya da kompleks modellemeler yapılabilir. Örneğin; basit bir şekilde, fazların aktığı göz önüne alınarak homojen dengeli akış modelinden farklı olarak faz hızlarının farkı hesaplamaya dahil edilebilir. Biraz daha kompleks bir modelleme yapılmak isteniyorsa iki faz için de ayrı ayrı süreklilik, momentum dengesi ve enerji korunum denklemleri yazılabilir. Çok daha kompleks bir modelleme için fazların değişimi de göz önüne alınarak ara yüzey için de korunum denklemleri yazılabilir.

Ayrılmış akış modelinin en basit şekli ile, sürekli halde faz sıcaklıkları aynı kabul edilip faz hızlarının farklılığı göz önüne alınarak 1-boyutlu korunum denklemleri;

süreklilik denklemi

$$W = W_s + W_g = \rho_s u_s A_s + \rho_g u_g A_g = \text{sabit} \quad (4.5)$$

şeklinde, momentum dengesi denklemi

$$-\frac{dP}{dz} = 4 \frac{\tau_{duv}}{D_i} + \frac{W}{A} \frac{d}{dz} (x_{din} u_g + (1-x_{din})u_s) + (\alpha \rho_g + (1-\alpha)\rho_s)g \sin \theta \quad (4.6)$$

şeklinde, enerji korunumu

$$\begin{aligned} \frac{1}{W} \left( \frac{dq}{dz} - \frac{dw}{dz} \right) &= \frac{d}{dz} (x_{ter} h_g + (1-x_{ter})h_s) \\ &+ \frac{d}{dz} \left( x_{ter} \frac{u_g^2}{2} + (1-x_{ter}) \frac{u_s^2}{2} \right) + g \sin \theta \end{aligned} \quad (4.7)$$

şeklinde yazılabilir. Denklem (4.6)'daki  $D_i$  boru iç çapını göstermektedir.

### 4.3.3 Sürüklemeli (kaymalı) akış modeli

Sürüklemeli akış modeli fazların ayrı ayrı akışları göz önüne alınarak değil, birbirlerine göre göreceli hareketlerine dayanılarak geliştirilmiş bir modeldir. Bu model özellikle Wallis (1969)'de yer alan araştırmaları ile geliştirilmiştir. Sürüklemeli akış modeli habbecikli, birleşik-iri habbeli ve damlacıklı akış rejimlerinin analizi için uygun bir modellemedir.

Sıvı ve gaz fazlarının sürüklenme akıları (drift-flux) sırasıyla

$$j_{sj} = u_{sg} \alpha (1-\alpha) = \alpha j_s - (1-\alpha)j_g \quad (4.8)$$

$$j_{gj} = u_{gs} \alpha (1-\alpha) = (1-\alpha)j_g - \alpha j_s \quad (4.9)$$

şeklinde yazılabilir.

Toplam sürüklenme akısı ise daima  $j_{sg} + j_{gs} = 0$ 'dır ve bu sonuç sürüklemeli akış modeli analizleri için önemli bir bilgidir. Burada,  $u_{gs}$  göreceli hız terimi olup Denklem (3.20)'de tanımlanmıştır. Fazların hacimsel akıları  $j_s$  ve  $j_g$  ise Denklem (3.17) ve (3.18)'de tanımlanmış olup sürüklenme terimine bağlı olarak da

$$j_s = (1-\alpha)j - j_{gj} \quad (4.10)$$

$$j_g = \alpha j + j_{sj} \quad (4.11)$$

şeklinde yazılabilirler.

Homojen dengeli akıştan farklı olarak boşluk oranı ve ortalama yoğunluk ise

$$\alpha = \frac{j_g}{j} \left( 1 - \frac{j_{gj}}{j_g} \right) \quad (4.12)$$

$$\rho_{ort} = \frac{j_s \rho_s + j_g \rho_g}{j} + (\rho_s - \rho_g) \frac{j_{gj}}{j} \quad (4.13)$$

şeklinde tanımlanabilirler.



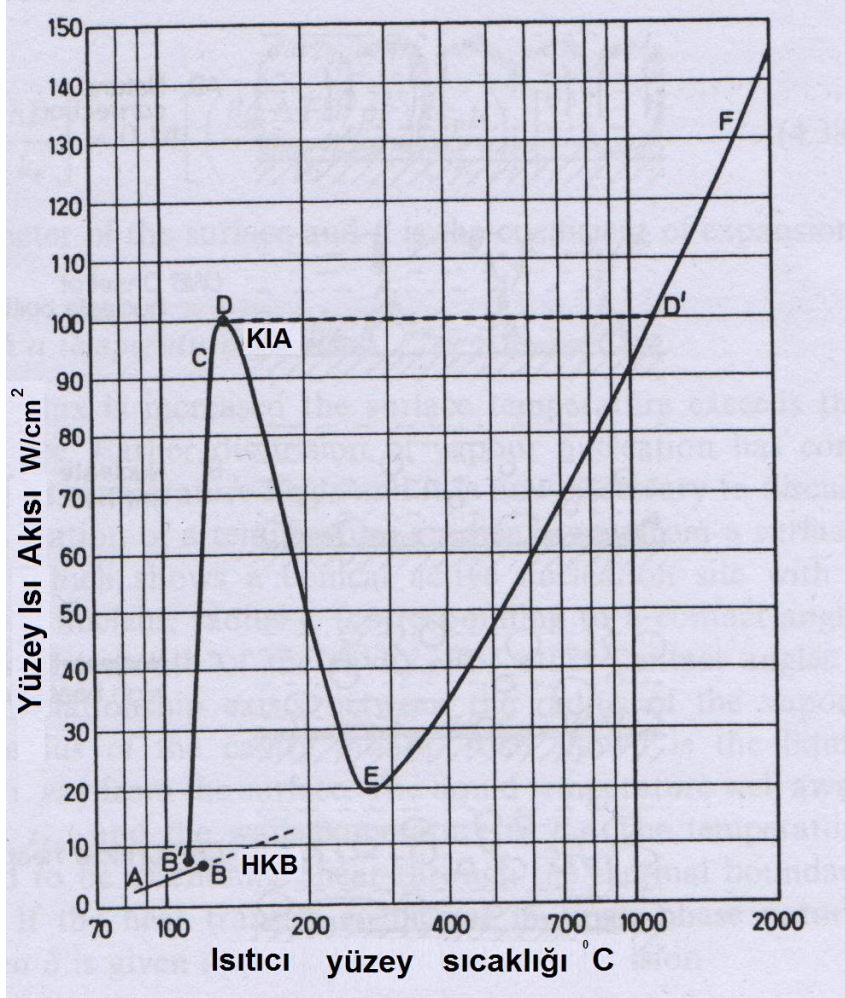


## 5. KAYNAMA İLE ISI GEÇİŞİ

İletimle, taşınım ile ve ışınım ile ısı geçişine ek olarak kaynama ile de ısı geçişi gerçekleşebilir. Durgun akışkanlarda ısıtma neticesinde gerçekleşen kaynamaya havuz tipi, akan akışkanlardakine ise zorlanmış taşınımlı kaynama denir.

### 5.1 Havuz Tipi Kaynama

Havuz tipi kaynama (pool boiling), içerisine ısıtılmış bir yüzey daldırılan veya dış yüzeyinden ısıtılan genellikle aşırı soğutulmuş fazdaki durgun akışkanın kaynaması olayıdır. Bu tip kaynamada, akışkanın zorlanmış taşınım ile hareketi yoktur. Şekil 5.1’de havuz tipi kaynamada ısı akısının ısıtılan yüzey sıcaklığına göre değişimini gösteren grafik yarı logaritmik eksen takımında görülmektedir. Bu grafikte de görüldüğü üzere, aşırı soğutulmuş sıvı fazındaki su ısıtılırken A-B bölümünde sıvı fazına doğal taşınım ile ısı geçişi (single-phase natural convection to liquid) gerçekleştiği görülmektedir. Akışkan ısıtmaya devam ettikçe ısıtılan yüzeyde habbecikler oluşmaya başlar ve B’ noktasında (point of onset of nucleate boiling) habbecikli kaynama başlangıcı görülür. Akışkan, B’-C noktaları arasında habbecikli kaynama (nucleate boiling) rejimine geçer. Isıtılan yüzeyde sıvı tabakanın kalınlığının azaldığı ve bu yüzden ısı transfer mekanizmasının iletim ve taşınım ile ışınım ağırlıklıya geçmesi sebebiyle ısının yeteri kadar transfer edilememesinden dolayı kritik ısı akısı (critical heat flux) gözlemlenir. Isıtılan yüzeyden ısı transferi yeteri kadar gerçekleşemediği için yüzeydeki sıcaklık aşırı derecede artar, öyle ki D’ noktasında ısıtılan yüzeydeki malzeme zarar görebilir. Kritik ısı akısı şartlarında, yüzey sıcaklığının değişimi kontrol altına alınabilirse, akışkan D-E yolunu izleyebilir. Bu bölüme geçiş bölgesinde kaynama (transition boiling) denilir. Bu bölümdeki kaynama rejimi çok değişkenlik gösterir ve tayin edilmesi zordur. Geçiş bölgesinde, habbecikli kaynama ile film kaynaması (film boiling) rejimleri arası ısı transfer rejimi görülür. E-D’ bölümünde yüzeyde gaz fazında film tabakası bulunur. Film kaynamasında iletim ve taşınım ile ısı transferi mekanizmaları yanında özellikle yüzey sıcaklığı arttığında ışınım ile ısı transfer mekanizması da etkin hale gelir.

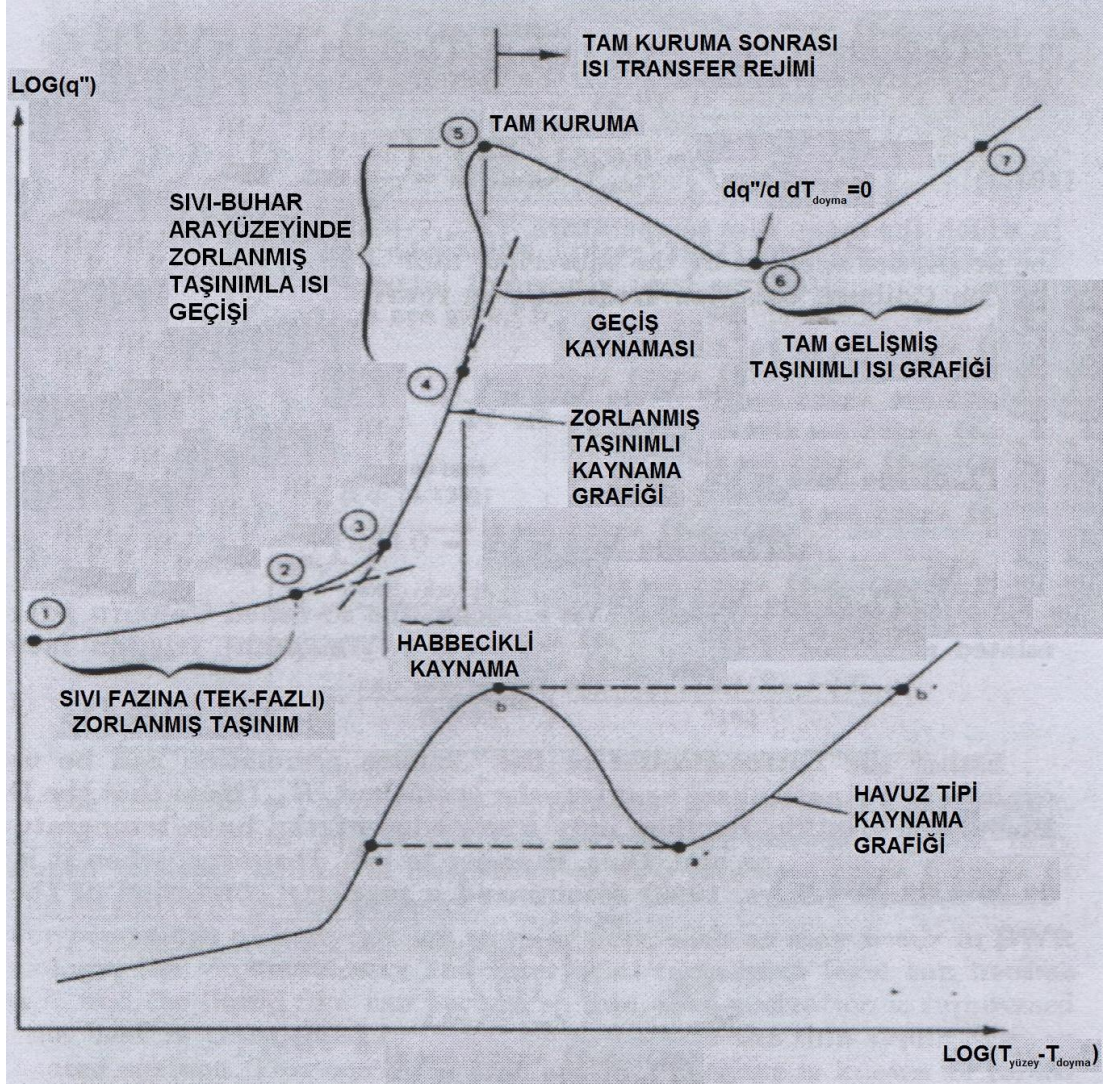


Şekil 5.1 : Havuz tipi kaynama grafiği (Collier ve Thome, 1996).

## 5.2 Zorlanmış Taşınımlı Kaynama

Dış yüzeyinden sabit ısı akısıyla ısıtılan boruda zorlanmış taşınımla dolaşımı sağlanan akışkanın basınç düşümü, akışkan içindeki radyal sıcaklık dağılımından etkilenmektedir. Radyal sıcaklık dağılımı ise ısı transferi rejimlerine bağlı olarak değişmektedir. Basınç düşümünün doğru hesaplanabilmesi için ısı transfer rejimlerinin iyi belirlenmesi gerekir. Şekil 5.2 ve Şekil 5.3'de gösterilen zorlanmış taşınımlı ısı transferinde sırasıyla şu rejimler gözlenir:

- sıvı fazına (tek-fazlı) zorlanmış taşınımla ısı geçişi,
- habbecikli kaynama,
- sıvı-buhar arayüzeyinde zorlanmış taşınımla ısı geçişi (forced convective evaporation through liquid film),
- geçiş bölgesinde kaynama ve
- film kaynaması.



Şekil 5.2 : Havuz tipi kaynama ve zorlanmış taşınım kaynama grafiği (Lahey ve Moody, 1977)

### 5.2.1 Sıvı fazına (tek-fazlı) zorlanmış taşınım ile ısı geçişi

Sabit ısı akısıyla ısıtılan düşey boruya tamamen sıvı fazda giren akışkanın ısıtıldıkça sıcaklığı artar. Isı transfer katsayısı yüksek olduğu ve ısı transferinin sıvının sıcaklığını artırmasını sağladığı için yüzeydeki kaynama (habbecik oluşumu) önlenir.

Sıvı fazına (tek-fazlı) ısı geçişi ile ilgili bir çok ısı geçişi korelasyonu geliştirilmiştir. Bu korelasyonlar Nusselt sayısına bağlı olarak tanımlanmıştır.

Nusselt sayısı

$$Nu = \frac{h_t D_i}{k} \quad (5.1)$$

şeklinde tanımlanırken,  $h_t$  ısı taşınım katsayısı,  $k$  ise ısı iletim katsayısıdır.

Laminer akışta, Nusselt sayısı basınç ve kütle akısından bağımsızdır fakat ısıtma

metodundan etkilenmekte olduğu, sabit sıcaklıktaki yüzeyde

$$Nu = 3,6568 \quad (5.2)$$

olarak, yüzeyde sabit ısı akısı koşullarında ise

$$Nu = 4,3636 \quad (5.3)$$

olarak kabul edilebileceği Bhatti ve Shah (1987)'de ifade edilmiştir.

Türbülanslı akışta Nusselt sayısı için geliştirilen bir çok korelasyon Reynolds sayısına ve Prandtl sayısına bağlı olarak tanımlanmıştır.

Bunların en çok bilinenlerinden bir tanesi de Dittus-Boelter (1930) korelasyonudur. Dittus-Boelter (1930) korelasyonu pürüzsüz borular için geçerli olan bir korelasyondur. Bu korelasyona göre Nusselt sayısı

$$Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad (5.4)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Burada Prandtl sayısı

$$Pr = \frac{\mu c_{p,s}}{k} \quad (5.5)$$

şeklinde hesaplanır.

Bhatti ve Shah (1987) sıvı fazına (tek-fazlı) ısı transferi için geliştirilen ve sürtünme katsayısı  $f$  'nin dahil edildiği ve edilmediği bir çok korelasyonun karşılaştırılması sonucunda Gnielinski (1976) korelasyonunun genel uygulamalarda kullanılmasını önermiştir. Gnielinski (1976) korelasyonu

$$Nu = \frac{\left(\frac{f}{8}\right)(Re-1000)Pr}{1+12,7\left(\frac{f}{8}\right)^{1/2}\left(Pr^{2/3}-1\right)} \quad (5.6)$$

şeklinde tanımlanmıştır.

Nusselt sayısı ile ilgili bir çok korelasyon ısıtılan duvar ile akışkanın kesit üzerine ortalama sıcaklığı arasındaki farkın küçük olmasına dayanarak ve sıcaklık farkı etkisi ihmal edilerek geliştirilmiştir. Sıcaklık farkı etkisi dahil edilerek geliştirilen korelasyonlar mevcuttur fakat bu korelasyonların kullanımı zordur. Bu sebeple sıcaklık farkının etkisi dahil edilerek basit korelasyonlar da geliştirilmiştir.

Rohsenow ve Clark (1951) yüksek basınçta sıvı su-buhar için ısı transferi verilerinden yararlanarak Nusselt sayısı için

$$Nu = 0,019 Re^{0,8} Pr^{1/3} \quad (5.7)$$

korelasyonunu geliştirmiştir.

Benzer şekilde Dormer ve Bergles (1964) dűřuk basınca sıvı su-buhar akışı için ısı transferi verilerinden yararlanarak Nusselt sayısı için

$$Nu = 0,0157 Re^{0,85} Pr^{0,4} \quad (5.8)$$

korelasyonunu geliştirmiştir.

### 5.2.2 Habbecikli kaynama başlangıcı

Sabit ısı akısıyla ısıtılan dűřey boruda, ısı sıvıya yeteri kadar geçemezse o noktadan itibaren ısıtılan yűzeydeki sıvıda kaynama gűzlenir. Bu şekilde gaz fazının olduğu ilk noktaya habbecikli kaynama başlangıcı denir.

Habbecikli kaynama başlangıcı için çok sayıda korelasyon geliştirilmiştir fakat bu korelasyonlar geliştirildikleri akış koşulları için geçerlidir.

Davis ve Anderson (1966)'de tarafından alçak ve yűksek basınç kořullarında geçerli olan

$$(\Delta T)_{doy} = (T_{dov} - T_{doy})_{HKB} = \left( \frac{8 \sigma q'' T_{doy}}{h_{sg} k \rho_g} \right)^{0,5} \quad (5.9)$$

korelasyonunu geliştirilmiştir.

### 5.2.3 Net-buhar űretim noktası

Dűřey boruya ısı verilmeye devam ettikçe yűzeydeki habbeciklerin sayısı ve bűyűklűėu artar. Habbecikler űzerindeki sűrűklenme (drag force) ve yűzdűrme (buoyancy force) kuvvetleri yűzey gerilim kuvvetini yendiėi anda habbecikler yűzeyden ayrılırlar.

Fakat habbeciğe gűre soğuk olan sıkıştırılmış sıvı fazındaki akışkan bu habbecikleri hemen yoğuşturur. Isı akısının artması ile sıvı akışkanın entalpisinin artması ve doyma koşullarına erişilmesi durumunda bu habbecikler artık sıvı içerisinde yoğuşmazlar. İşte bu akışa katılan habbeciklerin olduğu ilk noktaya net-buhar űretim noktası (point of net vapour generation) denir.

Net-buhar üretim noktasının tayini için Levy (1967), Staubz (1967) ve Ahmad (1969) gibi araştırmalar yapılmıştır, fakat bu araştırmalar özel bir takım koşullar için geçerli olduğundan genelleme yapılamamıştır (Leung, 1994).

Saha ve Zuber (1974) boru, dikdörtgen kanal ve halka şeklinde iç içe akış geometrisi için su, Freon-114 ve Freon-22 için yaptıkları araştırmalar sonucunda net-buhar üretiminin gerđerleřtiđi noktadaki termodinamik kuruluk derecesi için genel bir korelasyon elde etmişlerdir (Leung, 1994).

Bu korelasyon, Peclet sayısı 70.000'den küçükse

$$x_{ter,NBU} = -0,0022 \frac{q'' D_i c_{p,s}}{h_{sg} k} \quad (5.10)$$

Peclet sayısı 70.000'den büyükse

$$x_{ter,NBU} = -154 \frac{q''}{G h_{sg}} \quad (5.11)$$

şeklinde olup burada kullanılan Peclet sayısı ise

$$Pe = \frac{G D_i c_{p,s}}{k} \quad (5.12)$$

olarak tanımlanmaktadır.

Burada  $x_{ter,NBU}$  net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kuruluk derecesini,  $q''$  ısı akısını,  $c_{p,s}$  sıvının sabit basınçtaki özgül ısısını,  $k$  ısı iletim katsayısını göstermektedir.

#### **5.2.4 Habbecikli kaynama**

Habbecikli kaynama, aşırı soğutulmuş sıvı kaynaması (subcooled nucleate boiling) ve doymuş kaynama (saturated nucleate boiling) olarak iki farklı şekilde görülür.

##### **5.2.4.1 Aşırı soğutulmuş sıvı kaynaması (yerel habbecikli kaynama)**

Isıtılan düşey boru yüzeyinde belli bir zamandan sonra gaz fazında habbecikler görölmeye başlar. Bu noktadan doyma sıcaklığına kadar aşırı soğutulmuş kaynaması görülür.

#### **5.2.4.2 Doymuş sıvı kaynaması (tam gelişmiş habbecikli kaynama)**

Doyma koşullarına ulaşıldığı andan itibaren yani termodinamik kuruluk derecesinin sıfırdan büyük olduğu hallerde doymuş kaynama rejimi görülür.

#### **5.2.5 Sıvı-buhar arayüzeyinde zorlanmış taşınım ile ısı geçişi**

Isıtılan düşey boruda ısıtılan yüzeyle, merkezdeki gaz fazında akışkan arasında sıvı film tabaka bulunur. Bu akış halkalı akış rejiminde görülür. Tam gelişmiş habbecikli kaynama ile sıvı-buhar ara yüzeyinde gerçekleşen zorlanmış taşınım ile ısı geçişi arasındaki noktaya habbecikli kaynamanın önlendiği nokta (point of suppression of nucleate boiling) denir.

#### **5.2.6 Kritik ısı akısı**

Düşey ısıtılan boruda ısıtılan yüzeyi ile akışkan arasındaki sıvı film tabakasının bittiği noktada kritik ısı akısı görülür. Bu noktadan itibaren ısı verildikçe ısıtılan yüzeyden akışkana yeteri kadar ısı transfer edilemez. Bu yüzden yüzeydeki sıcaklık çok fazla artar ve yüzey malzemesinin yapısını bozabilecek duruma gelir.

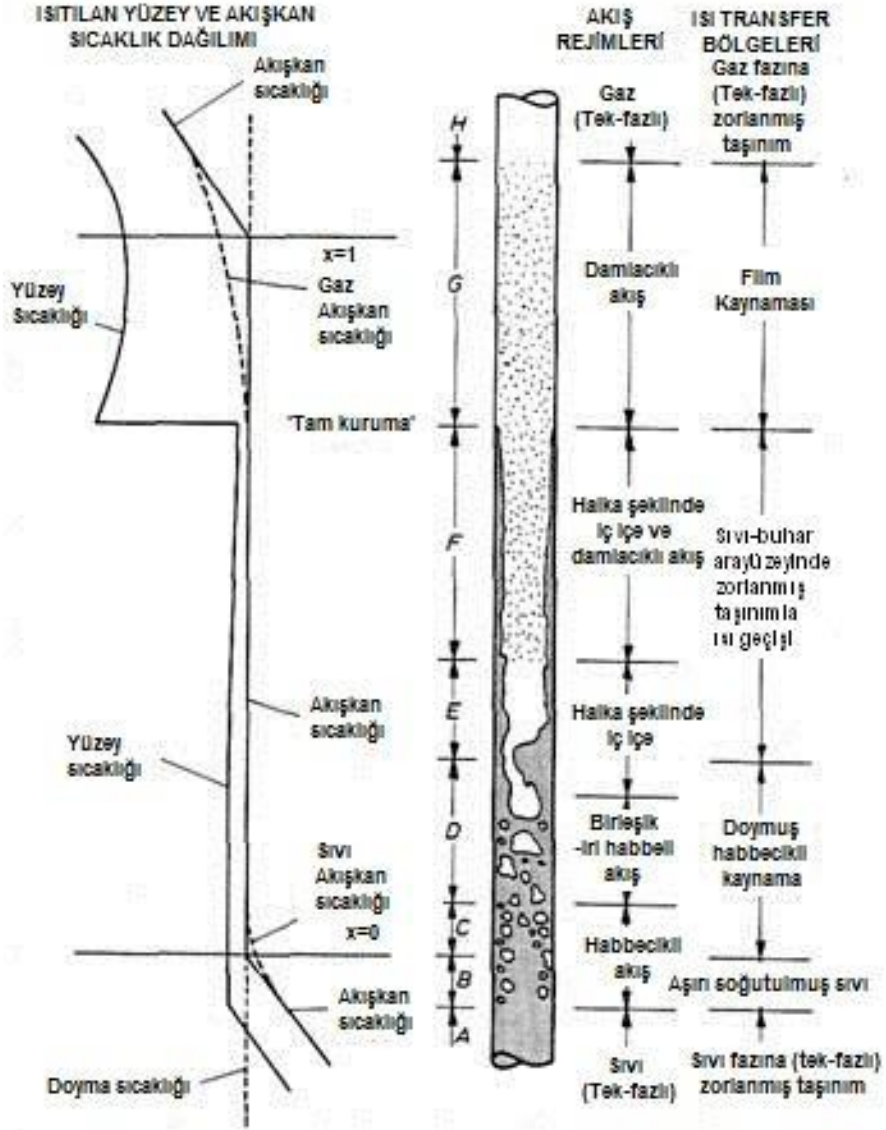
#### **5.2.7 Geçiş bölgesinde kaynama**

Kritik ısı akısıyla film kaynama arasında yer alan geçiş bölgesindeki ısı transfer mekanizması çok değişkenlik gösterir. Burada film kaynaması ile habbecikli kaynama arasında bir kaynama mekanizması gözlemlenir.

#### **5.2.8 Film kaynaması**

Film kaynamasında, ısıtılan yüzey gaz fazındaki akışkan tarafından soğutulmaya başlamıştır. Isıtılan yüzeyden içeride bulunan sıvıya ısı iletim, taşınım ve ışınım yoluyla geçmektedir fakat ısı geçişi çok az seviyelerdedir. Bu sebeple yüzeyde sıcaklık artmıştır. Yüzey ile akışın merkezi arasında sıcaklık farkı da artmaktadır. Bu durumdaki akışın faz dağılımı termodinamik kuruluk derecesine bağlıdır.

İki çeşit film kaynama vardır. Birincisi ters çevrilmiş halkalı akışta film kaynamasıdır. Bu durumda, ısıtılan boruda merkezdeki sıvı buharlaşarak veya gaz film tabakasına karışarak azalır. İkincisinde ise yüksek boşluk oranlarında merkezde akan sıvı damlacıklar halinde olur ve ısı transfer rejimi dağılmış damlacıklı akışta film kaynaması haline gelir.



Şekil 5.3 : Zorlanmış taşınımlı kaynama grafiği (Collier ve Thome, 1996).



## 6. TEK-FAZLI VE İKİ-FAZLI AKIŞLARDA BASINÇ GRADYANI

Bu bölümde, tek-fazlı ve iki-fazlı akışlarda basınç gradyanı ve basınç gradyanı terimleri, yatay düzlemle eğimli bir boru içinde kontrol hacmine etkiyen kuvvetleri gösteren Şekil 6.1 yardımıyla incelenecektir.

Tek-fazlı akışta, ayrılmış akış modelinin en basit şekli ile faz hızlarının farklılığı göz önüne alınarak 1-boyutlu momentum denge denklemi

$$\int_A \left[ P - \left( P + \frac{dP}{dz} dz \right) \right] dA = \int_S \tau_{duv} dz dS + \int_A \frac{d}{dz} (Gu) dz dA + \int_A \rho g \sin \theta dz dA \quad (6.1)$$

şeklinde yazılabilir.

Denklem (6.1)'deki terimlerin kesit alanı üzerine integralini alırsak

$$- \frac{dP}{dz} dz A = \tau_{duv} dz S + \frac{d(Gu)}{dz} dz A + \rho g \sin \theta dz A \quad (6.2)$$

şekline gelir.

Denklem (6.2)'de tüm terimleri  $dz A$ 'ya bölersek toplam basınç gradyanını veren 1-boyutlu momentum dengesi denklemi

$$- \frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_{duv} + \frac{d(Gu)}{dz} + \rho g \sin \theta \quad (6.3)$$

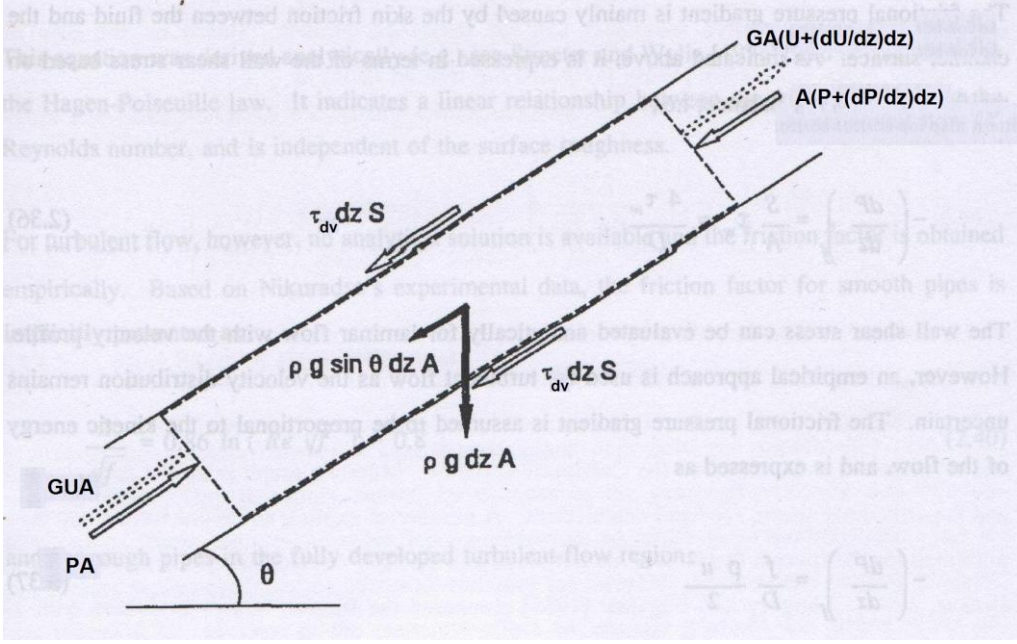
şeklini alır. Denklem (6.3) sabit kütleli akıda

$$- \frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_{duv} + G \frac{du}{dz} + \rho g \sin \theta \quad (6.4)$$

haline gelir.

Burada, sağdan ilk terim sürtünmeden kaynaklanan basınç gradyanı terimini, ikinci terim ivmelenmeden kaynaklanan basınç gradyanı terimini, üçüncü terim ise yer çekiminden kaynaklanan basınç gradyanı terimini göstermektedir.

İki-fazlı akışta basınç gradyanının belirlenmesi tek-fazlı akıştakine göre çok daha zordur. Çünkü iki-fazlı akışta fazların dağılımı ve buna bağlı olarak hızların dağılımı ve yüzey gerilim kuvvetinin dağılımı akış boyunca değişmektedir.



Şekil 6.1 : Boru içinde kontrol hacme etkiyen kuvvetler (Leung, 1994).

İki-fazlı, 1-boyutlu akışta basınç gradyanı şu şekilde ifade edilebilir:

$$\int_A \left[ P - \left( P + \frac{dP}{dz} dz \right) \right] dA = \int_S \tau_{duv} dz dS + \int_A \frac{d}{dz} (G_s u_s + G_g u_g) dz dA + \int_A \rho_{2f} g \sin \theta dz dA \quad (6.5)$$

$$-\frac{dP}{dz} dz A = \tau_{duv} dz S + \frac{d}{dz} (G_s u_s + G_g u_g) dz A + \rho_{2f} g \sin \theta dz A \quad (6.6)$$

Denklem (6.6)'daki tüm terimleri  $dz A$ 'ya bölersek

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_{duv} + \frac{d}{dz} (G_s u_s + G_g u_g) + \rho_{2f} g \sin \theta \quad (6.7)$$

İki-fazlı akışta yoğunluk  $\rho_{2f}$  için farklı tanımlamalar yapılabilir. Boşluk oranına bağlı olarak yapılan tanım genel olarak kabul görendir.

$$\rho_{2f} = \alpha \rho_g + (1 - \alpha) \rho_s \quad (6.8)$$

Denklem (6.8) kullanılarak Denklem (6.7)

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_{duv} + \frac{d}{dz} ((1 - \alpha) G_s u_s + \alpha G_g u_g) + (\alpha \rho_g + (1 - \alpha) \rho_s) g \sin \theta \quad (6.9)$$

şeklinde yazılabilir.

Denklem (6.9)'u daha da basitleştirirsek

$$-\frac{dP}{dz} = \frac{S}{A} \tau_{duv} + G^2 \frac{d}{dz} \left( \frac{x_{din}^2}{\alpha \rho_g} + \frac{(1-x_{din})^2}{(1-\alpha) \rho_s} \right) + (\alpha \rho_g + (1-\alpha) \rho_s) g \sin \theta \quad (6.10)$$

şeklinde yazabiliriz.

### 6.1 Tek-Fazlı Akışta Yer Çekiminden Kaynaklanan Basınç Gradyanı

Tek fazlı akışta yer çekimi nedeniyle oluşan basınç gradyanı terimi Denklem (6.4)'ten yararlanarak

$$\left( -\frac{dP}{dz} \right)_{yer} = \rho g \sin \theta \quad (6.11)$$

şeklinde yazılabilir.

Düşey boruda  $\theta=90^\circ$  olacağı için yer çekiminden kaynaklanan basınç gradyanı iki nokta arasındaki akışkanın ağırlık farkına eşittir. Yatay boruda  $\theta=0^\circ$  olacağı için yer çekiminden kaynaklanan basınç gradyanı sıfıra eşit olacaktır. Akışkanın değişen yoğunluğu için ortalama yoğunluk kullanılabilir.

### 6.2 Tek-Fazlı Akışta İvmelenmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı

Tek-fazlı akışta ivmelenmeden kaynaklanan basınç gradyanı terimi Denklem (6.4)'teki gibi

$$\left( -\frac{dP}{dz} \right)_{ivm} = G \frac{du}{dz} \quad (6.12)$$

şeklinde yazılabilir.

İvmelenmeden kaynaklanan basınç gradyanı genişleyen veya daralan kesitlerde en önemli basınç gradyanı terimidir. Düz bir boruda adyabatik akış için kesit alanı değişmediğinden kütle akı ve hız değişmez dolayısıyla ivmelenmeden kaynaklanan basınç gradyanı da sıfır olur. Isıtılan boruda ise akışkanın yoğunluğu sıcaklıktan dolayı sabit olmayacaktır. Bu yüzden ivmelenme terimi göz ardı edilemez. Özellikle gaz fazındaki akışkanlar için ivmelenmeden kaynaklanan basınç gradyanı önemli bir etkiye sahiptir.

### 6.3 Tek-Fazlı Akışta Sürtünmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı

Tek-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç gradyanı terimi Denklem (6.4)'de geçtiği gibi

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{sur} = \frac{S}{A} \tau_{duv} = \frac{\pi D_i}{\pi \frac{D_i^2}{4}} \tau_{duv} = \frac{4 \tau_{duv}}{D_i} \quad (6.13)$$

şeklinde yazılabilir.

Laminer akışta, hız profiline bağlı olarak yüzey gerilim kuvveti bulunabilir. Fakat türbülanslı akışta, hız değişken olduğundan yüzey gerilim kuvvetinin tahmin edilmesi zordur. Bu yüzden, sürtünmeden kaynaklanan basınç gradyanı terimi için kinetik enerji ile orantılı olarak tanımlanan

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{sur} = \frac{f}{D_i} \frac{\rho u^2}{2} \quad (6.14)$$

D'arcy-Weisbach denklemi kullanılabilir. Burada  $f$ , sürtünme katsayısı (friction factor) olarak bilinir.

#### 6.3.1 Adyabatik akış koşullarında sürtünme katsayısı bağıntıları

Laminer akış koşullarında sürtünme katsayısı

$$f = \frac{64}{Re} \quad (6.15)$$

şeklinde tanımlanabilir.

Denklem (6.15)'te yer alan Reynolds sayısı ise

$$Re = \frac{G D_i}{\mu} \quad (6.16)$$

şeklinde tanımlanabilirken  $\mu$  dinamik viskoziteyi göstermektedir.

Bu denklemde, sürtünme katsayısı Reynolds sayısına bağlıdır ve yüzey gerilim kuvvetinden ve yüzey pürüzlülüğünden bağımsızdır.

Türbülanslı akış koşulları için geliştirilmiş ampirik korelasyonlar mevcuttur.

Nikuradse, pürüzsüz borularda tek-fazlı akışkan akışında sürtünme katsayısının belirlenmesi için

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 0,86 \ln(\text{Re} \sqrt{f}) - 0,8 \quad (6.17)$$

korelasyonunu geliştirmiştir.

Pürüzlü borular için ise

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 1,14 - 0,86 \ln\left(\frac{k_s}{D_i}\right) \quad (6.18)$$

korelasyonunu geliştirmiştir. Burada  $k_s$  yüzey pürüzlülüğü (surface roughness) olarak tanımlanır.

Drew vd. (1932) ise sürtünme katsayısı ile ilgili

$$f = 0,0056 + 0,5 \text{Re}^{-0,32} \quad (6.19)$$

bağıntısını geliştirmiştir.

Blasius (1913) ise  $3000 < \text{Re} < 10^5$  arasında geçerli olmak üzere

$$f = 0,316 \text{Re}^{-0,25} \quad (6.20)$$

bağıntısını geliştirmiştir.

Bu korelasyonlar gibi sürtünme katsayısını sadece Reynolds sayısına bağlı olarak tanımlayan birçok araştırma yayımlanmıştır fakat geçerlilikleri sınırlıdır.

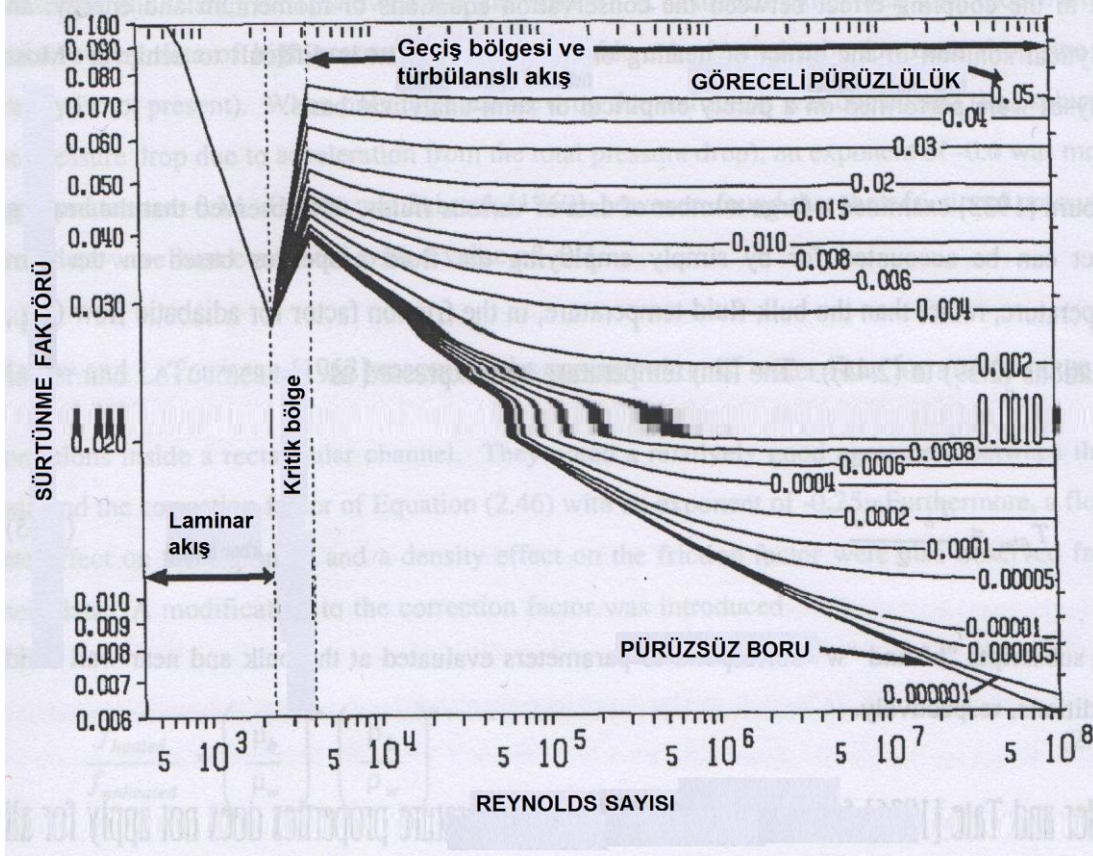
Türbülanslı akış bölgesinde sürtünme katsayısı hem Reynolds sayısından hem de göreceli pürüzlülükten etkilenmektedir. Bu yüzden iki parametreyi de değişken olarak kabul eden korelasyonlar daha doğru sonuçlar verecektir.

Colebrook (1939)'da geliştirilen

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -0,86 \ln\left(\frac{k_s/D_i}{3,7} + \frac{2,51}{\text{Re} \sqrt{f}}\right) \quad (6.21)$$

bağıntısı tek-fazlı akışlarda sürtünmeden kaynaklanan basınç kaybının belirlenmesinde referans olarak kabul edilebilir.

Şekil 6.2’de gösterilen grafik, Moody (1944)’de geliştirilmiştir. Grafik, Colebrook denkleminde Reynolds sayısına ve göreceli pürüzlülüğe bağlı olarak olarak sürtünme katsayısının kolay bir şekilde belirlenmesini sağlamaktadır.



Şekil 6.2 : Moody diyagramı (Leung, 1994).

Colebrook tarafından geliştirilen korelasyondan farklı olarak sonraki yıllarda 12 adet korelasyon daha türetilmiştir.

Gregory ve Fogorosi (1985)’de karşılaştırılan bu 12 korelasyon içerisinde Colebrook denkleminde en yakın sonucu veren

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left( \frac{k_s/D_i}{3,7065} - \frac{5,0452}{Re} \log \left( \frac{(k_s/D_i)^{1,1098}}{2,8257} + \frac{5,8506}{Re^{0,8981}} \right) \right) \quad (6.22)$$

Chen (1979) korelasyonu olmuştur (Leung, 1994).

### 6.3.2 Isıtılmış akış koşullarında sürtünme katsayısı bağıntıları

Isıtılan yüzey sıcaklığı ile akışkan sıcaklığı arasındaki farklılık basınç düşümünde etkilidir. Bu sıcaklık farklılığından dolayı akışkanın ısıtılan yüzeye yakın kısmındaki

viskozitesi ve hız dağılımı değişmektedir. Isıtmanın basınç düşümüne olan etkisini analitik olarak belirlemek zordur. Bu sebeple ampirik ya da yarı-analitik araştırmalar yapılmıştır.

Sieder ve Tate (1936)da yapılan araştırma sonucunda ısıtılmış borudaki sürtünme katsayısı ile adyabatik akış koşullarındaki sürtünme katsayısı arasında ısıtılan yüzeye yakın akışkanın viskozitesi ile akışkanın viskozitesi arasındaki orana bağlı olarak farklılığın olduğu gösterilmiştir. Sieder ve Tate (1936) araştırmalarının sonucunda

$$\frac{f_q}{f_{ady}} = \left( \frac{\mu_a}{\mu_{duv}} \right)^m \quad (6.23)$$

bağıntısını geliştirmişlerdir. Buradaki  $m$  sayısı laminar akışta -0,25, türbülanslı akışta -0,14 olarak belirlenmiştir.

Jens ve Lottes (1951) ve Davis (1943)'deki araştırmalarda da Sieder ve Tate (1936)'in araştırmalarını doğrular nitelikte sonuçlara ulaşılmıştır.

Deissler (1951)'da yapılan deneysel araştırmalar sonucunda laminar akış koşullarında  $m$  sayısının -0,58 olmasını önermiştir.

Rohsenow ve Clark (1951)  $m$  sayısının yüksek basınçta, yatay boruda su akışı için -0,14 olmasını önermiştir.

Owens ve Schrock (1960) tarafından yapılan deneysel araştırmalar sonucunda  $m$  sayısının -0,4 değeri için uygun sonuçlar verdiği belirtilmiştir.

Maurer ve LeTourneau (1963)'de dikdörtgen kesitli kanallarda birçok akış koşulu için yapılan araştırmalar sonucunda  $m$ 'nin -0,25 olmasını önerilmiştir. Maurer ve LeTourneau (1963), Sieder ve Tate'in (1936) korelasyonunu modifiye ederek, yoğunluk oranlarının da sürtünme katsayısı oranında etkili olduğunu söyleyip

$$\frac{f_q}{f_{ady}} = \left( \frac{\mu_a}{\mu_{duv}} \right)^m \left( \frac{\rho_a}{\rho_{duv}} \right)^n \quad (6.24)$$

korelasyonunu geliştirmiştir.

Burada,  $n$  sayısı -0,5 ve  $m$  sayısı ise

$$m = -10 f_{ady} \quad (6.25)$$

olarak tanımlanmıştır.

Dormer ve Bergles (1964)'de yapılan araştırmalar sonucunda Sieder ve Tate (1936) korelasyonundaki  $m$  sayısının 0,35 olması önerilmiştir.

Petukhov (1970)'da çok sayıda deney sonuçlarından yararlanılarak

$$\frac{f_q}{f_{ady}} = \frac{1}{6} \left( 7 - \frac{\mu_a}{\mu_{duv}} \right) \quad (6.26)$$

korelasyonu elde edilmiştir.

Bu korelasyonun  $10^4 < Re < 230.000$ ,  $1,3 < Pr < 10$  ve  $0,35 < \mu_{duv}/\mu_a < 1$  aralıklarında geçerli olduğu Petukhov (1970)'da belirtilmiştir (Leung, 1994).

Sonuç olarak, ısıtılmış borulardaki akış koşullarında sũrtũnme katsayısı için literatũrde birbirine benzeyen birçok korelasyon önerilmiştir. Konunun daha iyi anlaşılabilmesi için araştırmalar devam etmektedir.

#### 6.4 İki-Fazlı Akışta Yer ekiminden Kaynaklanan Basınç Gradyanı

Ayrılmış akış modeli için yer çekiminden kaynaklanan basınç gradyanı terimi

$$\left( -\frac{dP}{dz} \right)_{yer} = \rho_{2f} g \sin \theta \quad (6.27)$$

ile gũsterilebilir.

Homojen dengeli akış modeli için yer çekiminden kaynaklanan basınç gradyanı

$$\left( -\frac{dP}{dz} \right)_{yer} = \rho_h g \sin \theta \quad (6.28)$$

ile hesaplanabilir.

Yer çekiminden kaynaklanan basınç gradyanı, alçak akış hızlarında önemli bir etkiye sahiptir. Fakat yer çekiminden kaynaklanan basınç gradyanı yũksek akış hızlarında ve bũyũk boşluk oranı durumunda basınç gradyanına etkisi dũřũktür.

#### 6.5 İki-Fazlı Akışta İvmelenmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı

İvmelenmeden kaynaklanan basınç gradyanı faz değişimlerinin olduğu akışlarda önemli etkiye sahip bir terimdir. Fakat adyabatik akış koşullarında, gaz fazının ũretilmediėi ya da az ũretildiėi akışlarda ihmal edilebilir dũzeydedir.



Ayrılmış akış modelinde yer alan ivmelenmeden kaynaklanan basınç gradyanı

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{ivm} = G^2 \frac{d}{dz} \left( \frac{x_{din}^2}{\alpha \rho_g} + \frac{(1-x_{din})^2}{(1-\alpha)\rho_s} \right) \quad (6.29)$$

şeklinde tanımlanabilir.

Homojen dengeli akış modeli için

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{ivm} = G^2 \frac{d}{dz} \left( \frac{1}{\rho_h} \right) \quad (6.30)$$

şeklinde tanımlanabilir.

Burada,  $\rho_h$  homojen dengeli akış modelinde yoğunluğunu göstermekte olup

$$\frac{1}{\rho_h} = \frac{x_{din}}{\rho_g} + \frac{(1-x_{din})}{\rho_s} \quad (6.31)$$

şeklinde hesaplanabilir.

## 6.6 İki-Fazlı Akışta Sürtünmeden Kaynaklanan Basınç Gradyanı

İki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç gradyanı Denklem (6.10)'da yazıldığı şekilde

$$\left(-\frac{dP}{dz}\right)_{sur} = \frac{S}{A} \tau_{duv} \quad (6.32)$$

olarak yazılabilir.

Adyabatik koşullarda, özellikle alçak basınçlı akış koşullarında iki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç gradyanı tek-fazlı akıştakine göre genellikle büyüktür.

Isıtılmış düşey veya yatay kanallarda ve borulardaki akış koşullarında ise akışın şekline bağlı olarak sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü tek-fazlı akışta veya iki-fazlı akışta diğerine nazaran daha yüksek olabilmektedir.

İki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü teriminin bulunması tek-fazlı akıştakine göre daha zordur. Konu ile ilgili birçok tahmin yöntemi, grafik metodları, ampirik korelasyonlar ve yarı-analitik modeller geliştirilmiştir. Bunların kimisi doğrudan iki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünü

belirlemeye yönelik geliştirilmişken, kimisi de yüzey gerilim kuvvetini tayin etmek üzere geliştirilmiştir.

Sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü ile ilgili araştırmalar 7. Bölüm'de anlatılacaktır.

## **6.7 İki-Fazlı Akışta Basınç Düşümünü Etkileyen Önemli Parametreler**

İki-fazlı akışı, akış rejimleri ile beraber en çok etkileyen parametreler, dinamik kuruluk derecesi  $x_{din}$  ve boşluk oranıdır  $\alpha$ .

### **6.7.1 Dinamik kuruluk derecesinin belirlenmesi**

Dinamik kuruluk derecesi, iki-fazlı akışların analizinde en önemli parametrelerden birisidir. 3. Bölüm'de tanımlandığı gibi dinamik kuruluk derecesi gaz fazının kütleli debisinin toplam kütleli debiye olan oranını ifade eder.

Adyabatik akış koşullarında kütle transferi ve ısı transferi söz konusu değilse akış boyunca dinamik kuruluk derecesi sabittir.

Şekil 6.3'de boşluk oranı ve kuruluk derecesinin dağılımı gösterilen bir boru içindeki akışta, boru ısıtılmış ise akış boyunca dinamik kuruluk derecesi  $x_{din}$  değişir ve hesaplanması zordur. Bunun yanında termodinamik kuruluk derecesi  $x_{ter}$  de ısıtılmış borudaki akış boyunca değişmektedir ve enerji korunumu denklemi kullanılarak hesaplanabilir.

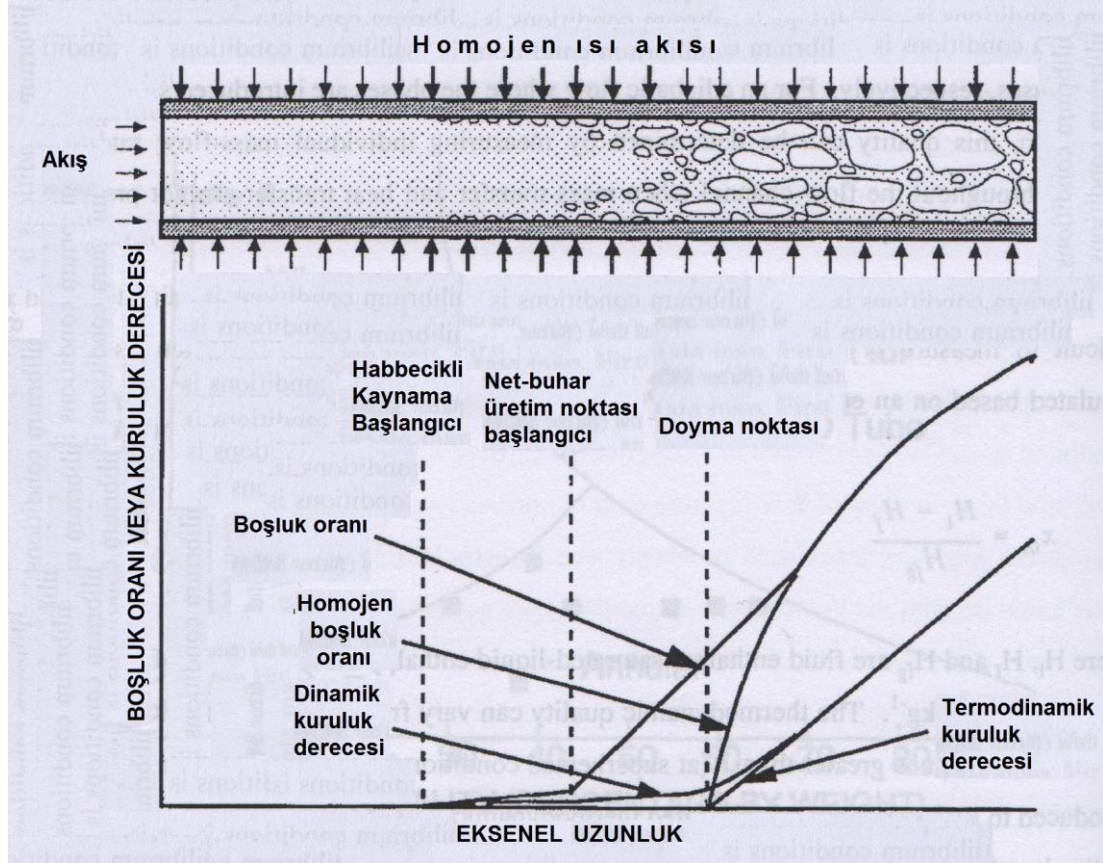
Dinamik kuruluk derecesi, iki-fazlı akışın başladığı nokta olan habbecikli kaynama başlangıcından itibaren tanımlanabilir. Fakat habbecikli kaynama başlangıcında, habbecikler sadece ısıtılan duvar yüzeyinde mevcuttur ve akışın hidrodinamiğine etki etmemektedirler. Bu habbecikler sadece ısı transfer rejimini etkilemektedirler.

Net-buhar üretim noktasına kadar dinamik kuruluk derecesi, sıfıra yakın değerler alır. Bundan dolayı, hesaplamalarda iki-fazlı akışın net-buhar üretim noktasında başladığı kabul edilir.

Dinamik kuruluk derecesinin hesaplanmasında net-buhar üretim noktası sonrası için termodinamik kuruluk derecesi Levy (1967) tarafından önerilen ve Leung (1994)'de sunulan

$$x_{din} = x_{ter} - x_{ter,NBU} \exp\left(\frac{x_{ter}}{x_{ter,NBU}} - 1\right) \quad (6.33)$$

korelasyonu ile hesaplanabilir.



Şekil 6.3 : Isıtılmış boruda boşluk oranı ve kuruluk derecesinin dağılımı (Leung, 1994).

Bu denklem termodinamik kuruluk derecesinin ( $x_{ter}$ ) net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kuruluk derecesine ( $x_{ter,NBU}$ ) eşit olması durumunda sıfır olması ve dinamik kuruluk derecesinin yüksek termodinamik kuruluk derecesinde, termodinamik kuruluk derecesine yakın olması sebebiyle akışın fiziği ile uyumlu bir tanımlama olarak değerlendirilebilir. Fakat net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kuruluk derecesi çok küçük olması durumunda dinamik kuruluk derecesi 1'e yakın sonuçlar vermektedir. Bu yüzden Kroeger ve Zuber (1968) tarafından önerilen ve Leung (1994)'de de yer alan

$$x_{din} = \frac{x_{ter} - x_{ter,NBU} \exp\left(\frac{x_{ter}}{x_{ter,NBU}} - 1\right)}{1 - x_{ter,NBU} \exp\left(\frac{x_{ter}}{x_{ter,NBU}} - 1\right)} \quad (6.34)$$

denklemini akışın fiziği ile daha uyumlu sonuçlar vermektedir.

### 6.7.2 Boşluk oranının belirlenmesi

3. Bölüm'de irdelendiği üzere boşluk oranı, akışa dik kesitte gaz fazının kapladığı alanın toplam alana oranı olarak tanımlanmaktadır.

Boşluk oranının yüksek basınçlı ısıtılmış sıvı su-buhar akışlarında belirlenmesi çok zordur. Birçok boşluk oranı deney ve ölçümleri alçak basınçta, adyabatik akış koşulları için yapılmıştır. Boşluk oranı ve dinamik kuruluk derecesi arasında en basit bağıntı homojen dengeli akış modeli varsayımı ile

$$\alpha = \frac{x_{din} \rho_s}{x_{din} \rho_s + (1 - x_{din}) \rho_g} \quad (6.35)$$

şeklinde yazılabilir.

Sıvı ve gaz fazlarının farklı hızlarda olması kabulünden yola çıkarak oluşturulan ayrılmış akış modelinde ise boşluk oranı Leung (1994)'de

$$\alpha = \frac{x_{din} \rho_s}{x_{din} \rho_s + s(1 - x_{din}) \rho_g} \quad (6.36)$$

şeklinde ifade edilmektedir.

Denklem (6.36)'da yer alan  $s$  kayma oranı (slip ratio) olarak adlandırılıp, akışkanların özelliklerine göre

belirlenmektedir. Zivi (1964)'de tanımlanan kayma oranı ifadesi Leung (1994)'de

$$s = \left(\frac{\rho_s}{\rho_g}\right)^{1/3} \quad (6.37)$$

şeklinde yer almaktadır.

Homojen dengeli ve ayrılmış akış modelleri belirli şartlarda geçerlidir. Bu sebeple, boşluk oranının belirlenmesinde iki-fazlı akış koşullarına uygun korelasyonlara ihtiyaç duyulmaktadır.

Zuber ve Findlay (1965) ayrılmış akış modelinin geliştirilmiş bir şekliyle boşluk oranı için

$$\alpha = \frac{x_{din} \rho_s G}{G C_o (x_{din} \rho_s + (1 - x_{din}) \rho_g) + \rho_s \rho_g u_{gj}} \quad (6.38)$$

tanımını yapmıştır.

Denklemin (6.38)'de  $u_{gj}$  terimi sürüklenme hızını,  $C_o$  ise dağılım parametresini ifade etmektedir. Kroeger ve Zuber (1965) dağılım parametresinin yarı-halka şeklinde çalkantılı – habbecikli akış için 1,13 olmasını önermişlerdir. Zuber ve Findlay (1965) ise sürüklenme hızı için

$$u_{gj} = 1,41 \left( \frac{\sigma g (\rho_s - \rho_g)}{\rho_s^2} \right)^{1/4} \quad (6.39)$$

denklemini önermişlerdir. Burada  $\sigma$  yüzey gerilmesini göstermektedir.

Levy (1967)'de yapılan araştırmalar sonucunda aşırı soğutulmuş sıvı kaynama rejiminde 1,41 yerine sürüklenme hızı için 1,18 değerini önerilmiştir.

Rouhani (1969) ise dağılım parametresi ile ilgili yapmış olduğu araştırmalar sonucunda

$$C_o = 1 + 0,2 \frac{(1 - x_{din})(9,806 D_i)^{1/4}}{(G/\rho_s)^{1/2}} \quad (6.40)$$

denklemini önermiştir (Leung, 1994).

Chexal vd. (1991) farklı akış koşulları, geometrikler ve akışkanlar için yapmış oldukları deneysel araştırmaların sonucunda düşey ısıtılmış sıvı su-buhar akışı için dağılım parametresi için

$$C_o = \frac{B_1}{B_2 + (1 - B_2) \alpha^{B_3}} \quad (6.41)$$

korelasyonunu önermiştir.

Denklemin (6.41)'deki  $B_1$  terimi

$$B_1 = \frac{1 - \exp(-B_4 \alpha)}{1 - \exp(-B_4)} \quad (6.42)$$

şeklinde boşluk oranının ve  $B_4$  teriminin fonksiyonu olarak yazılabilirler.

$B_2$  ve  $B_3$  terimleri ise

$$B_2 = B_5 + (1 - B_5) (\rho_g / \rho_s)^{1/4} \quad (6.43)$$

$$B_3 = \frac{1 + 1,57 (\rho_g / \rho_s)}{1 - B_5} \quad (6.44)$$

basıncın ve  $B_5$  teriminin fonksiyonu olarak yazılabilirler.  $B_4$  terimi

$$B_4 = \frac{4 P_{kri}^2}{P (P_{kri} - P)} \quad (6.45)$$

şeklinde basıncın fonksiyonu olarak tanımlanabilirken  $B_5$  terimi ise

$$B_5 = \min(0,8; (1 + \exp(-Re/60.000))^{-1}) \quad (6.46)$$

Reynolds sayısının fonksiyonu olarak yazılabilir. Burada Reynolds sayısı

$$Re = Re_g = \frac{x_{din} G D_i}{\mu_g}, \quad (Re_g > Re_s) \quad (6.47)$$

$$Re = Re_s = \frac{(1 - x_{din}) G D_i}{\mu_s}, \quad (Re_g \leq Re_s) \quad (6.48)$$

şeklinde hesaplanabilir.

Burada  $B_1$ ,  $B_2$ ,  $B_3$ ,  $B_4$  ve  $B_5$  Chexal-Lellouche akış sabitleri olarak tanımlanırken,  $P_{kri}$  kritik basınç değerini (su için 220,9 bar) göstermektedir.

Chexal vd. (1991)'de geliştirilen bu korelasyonun sonuçları Bartolomei (1982) 'nin düşey boruda yüksek basınçta sıvı su-buhar akışı için yapılan deney sonuçları ile de örtüşmektedir (Leung, 1994).

## **7. İKİ-FAZLI AKIŞTA SÜRTÜNME NEDENİYLE BASINÇ DÜŞÜMÜNÜN VE SÜRTÜNME ÇARPANININ BELİRLENMESİ**

İki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü doğrudan hesaplanan ile belirlenebileceği gibi iki-fazlı sürtünme çarpanı ile de belirlenebilir. Literatürde yer alan ve sürtünme ile basınç düşümünü terimini veren araştırmalar, deney sonuçlarına dayanılarak geliştirilen sürtünme ile basınç düşümü terimi korelasyonları veya iki-fazlı sürtünme çarpanı korelasyonlarıdır. Bu bölümde, sürtünme teriminin belirlenmesi için yapılan iki-fazlı akıştaki toplam basınç düşümü ölçümü deney düzeneği ve bu deneyler sonucunda elde edilen korelasyonlar anlatılacaktır. Daha sonra ısıtılmış düşey boruda sıvı su-buhar akışı için basınç düşümü ölçümü deney sonuçlarından doğrudan iki-fazlı sürtünme çarpanı belirlenmesi için bir yöntem anlatılacaktır. Ayrıca literatürden ısıtılmış düşey boruda sıvı su-buhar akışı için geliştirilen korelasyonlar irdelenecek olup benzeri korelasyonlar basınç düşümü ölçümü deney sonuçları için de elde edilmiştir.

### **7.1 İki-Fazlı Akışta Basınç Düşümü Ölçümleri**

Basınç düşümü ölçümlerinin yapıldığı laboratuvarlar genel olarak deney düzeneği (experimental setup), test bölümü (test section) ve veri toplama sisteminden (data acquisition system) oluşmaktadır.

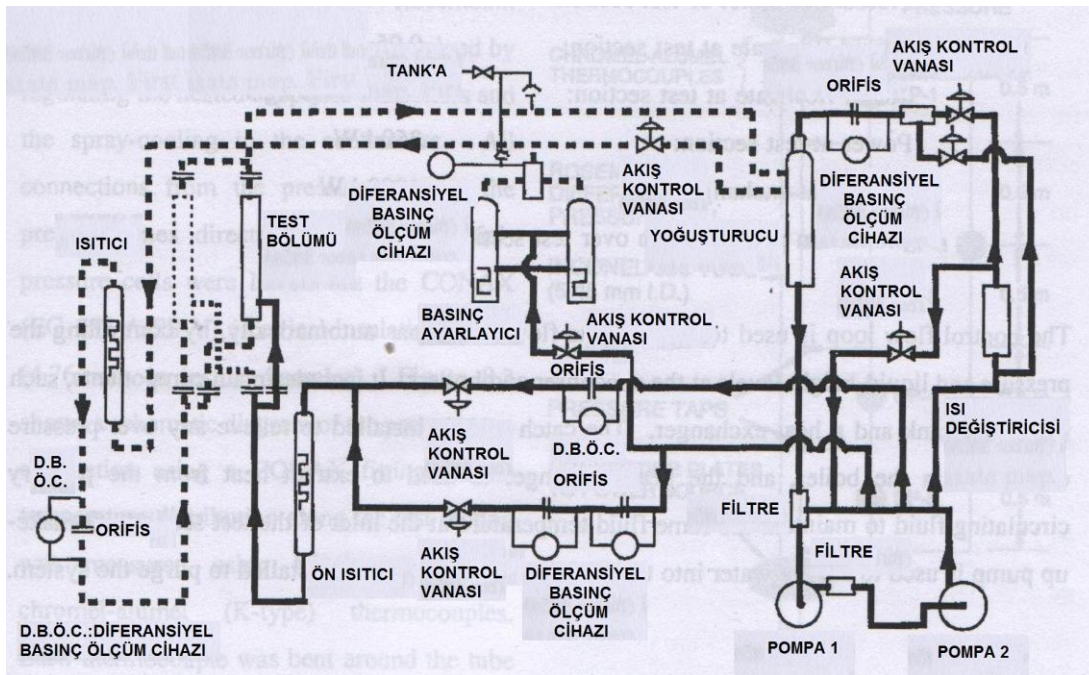
#### **7.1.1 Deney düzeneği**

Basınç düşümü ölçümlerinin yapıldığı deney düzeneği örneği olarak AECL Chalk River Laboratuvarında bulunan MR-1 Deney Düzeneği Şekil 7.1’de gösterilmiştir.

Basınç düşümü ölçümlerinin yapıldığı deney düzeneklerinde genel olarak şu ana cihazlar bulunmaktadır:

- Dolaşım pompası (circulation pump)
- Ön ısıtıcı (pre-heater) ve ısıtıcı (super-heater)
- Yoğuşturucu (condenser)

- Test bölümü (test section)
- Basınç ayarlayıcı (pressurizer)
- Isı değiştiricisi (primary heat exchanger)
- Akış kontrol vanaları (flow control valve)
- Orifis plakaları (orifice)
- Diferansiyel basınç düşümü ölçüm cihazı (differential pressure cell)
- Sıcaklık ölçen ısı çift (thermocouple)



**Şekil 7.1 :** Deney düzeneği örneği (MR-1 düzeneği, Chalk River Laboratuvarı, Leung, 1994).

Akışkanın deney düzeneğinde dolaşımını dolaşım pompaları sağlar. Pompa çıkışına koyulan filtreler (strainer) ile akışkanın temizlenmesi sağlanır. Deney düzeneklerinde basınç seviyesi basınç ayarlayıcılar ile belirlenir. Basınç ayarlayıcıda basınç gereğinden çok artarsa tanka giden hat açılarak akışkan basıncın düşürülmesi için tanka gönderilir. Akışın kütsel debisi pompa devirinin değiştirilmesi ve kontrol vanaları ile ayarlanır. Orifis plakaları ile debi ölçümü yapılırken orifis plakalarındaki basınç düşümü, diferansiyel basınç ölçüm cihazları yardımıyla yapılır.

Akışkanın test bölümüne giriş sıcaklığı ön ısıtıcıda ısıtılmayla istenildiği şekilde elde edilir. Test bölümünde gerekli ölçümler yapıldıktan sonra yoğuşturucuda yoğuşan su



tekrar dolaşım pompalarına gönderilir. Gerektiğinde akışkanın test bölümüne giriş sıcaklığını ayarlamak için ısı değiştiricisi yardımıyla suyun sıcaklığı azaltılır.

### 7.1.2 Deney prosedürü

Deney düzeneği istenilen basınca getirildikten sonra suyun sabit kütleli debide dolaşımı sağlanır. Basınç düşümü ölçümleri durağan halde sıfır olacak şekilde veri elde etme sistemi tarafından okunduktan sonra güç verilmeden yeterince devirdaim yapılarak tüm veriler yazdırılır ve ortalama değerleri analiz için kullanılır.

Basınç düşümü ölçümleri genellikle deney prosedürü daha zor olan kritik ısı akısı ölçümleri ile beraber yapılır. Bir yandan kritik ısı akısı ölçümleri yapılırken bir yandan da basınç düşümü ölçümleri yapılmaktadır.

### 7.1.3 Akış parametrelerinin hesabı

Deney düzeneğindeki ölçümlerde basınç, boru çapı, kütleli debi, giriş-çıkış sıcaklıkları ve basınçları ile elektrikli rezistansla sağlanan güç gibi birincil akış parametreleri belirlenip kaydedilir.

Ölçüm sonuçlarından yararlanılarak kütleli akı, ısı akısı, test bölümü giriş-çıkışındaki termodinamik kurulum derecesi, giriş-çıkıştaki dinamik kurulum derecesi ve boşluk oranı gibi ikincil akış parametreleri elde edilir.

Kütleli akı

$$G = \frac{W}{A_a} \quad (7.1)$$

şeklinde belirlenir.

Burada,  $A_a$  akışa dik akış kesiti toplam alanını göstermektedir ve

$$A_a = \frac{\pi D_i^2}{4} \quad (7.2)$$

şeklinde tanımlanır.

Isı akısı ise verilen güce bağlı olarak

$$q'' = \frac{q}{A_q} \quad (7.3)$$

ile tanımlanır.

Burada,  $A_q$  ısıtılan yüzey alanını göstermektedir ve

$$A_q = \pi D_i L_q \quad (7.4)$$

şeklinde tanımlanır. Giriş ve çıkıştaki termodinamik kuruluk dereceleri ise sırasıyla

$$x_{ter,gir} = \frac{h_{gir} - h_s}{h_{sg}} \quad (7.5)$$

$$x_{ter,cik} = \frac{1}{h_{sg}} \left( \frac{q}{W} + h_{gir} - h_s \right) \quad (7.6)$$

ile belirlenir. Burada  $h_{gir}$  test bölümüne giriş şartlarındaki akışkanın entalpisini göstermektedir.

Şekil 7.1'de örneği verilen deney düzenekleri ile test tüplerinde önceden belirlenmiş farklı konumlarda iki-fazlı akıştaki toplam basınçlar ve toplam basınç düşümleri ölçülmektedir.

Bu tez çalışmasında, giriş ve çıkış şartlarındaki boşluk oranı  $\alpha$  kolayca hesaplanabilmesi için homojen dengeli akış modeline göre, giriş ve çıkıştaki dinamik kuruluk dereceleri  $x_{din}$  ise Kroeger ve Zuber (1968)'de geliştirilen korelasyon ile hesap edilmiştir.

## 7.2 İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı Tanımları

İki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün belirlenmesinde en çok kullanılan parametre iki-fazlı sürtünme çarpanıdır (two-phase friction multiplier). İki-fazlı akış sürtünme çarpanı, iki-fazlı akıştaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün tek-fazlı akıştaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümüne oranıdır. İki-fazlı sürtünme çarpanı ile ilgili literatürde farklı korelasyonlar tanımlanmıştır.

İki-fazlı akıştaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün, aynı borudaki iki-fazlı akışı oluşturan fazlardan sadece doymuş sıvı fazındaki kısmının akışında sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümüne oranı (yani  $G_s = (1 - x_{din})G$  alınarak)

$$\phi_s^2 = \frac{(\Delta P / \Delta z)_{2f}}{(\Delta P / \Delta z)_s} \quad (7.7)$$

şeklinde tanımlanabilir.

Benzer şekilde, iki-fazlı akıştaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün, aynı borudaki iki-fazlı akışı oluşturan fazlardan sadece doymuş gaz fazındaki kısmının akışında akışkanın sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümüne oranı ( $G_g = x_{din} G$  alınarak)

$$\phi_g^2 = \frac{(\Delta P/\Delta z)_{2f}}{(\Delta P/\Delta z)_g} \quad (7.8)$$

şeklinde yazılabilir.

Denklem (7.7) ve (7.8) faz değişiminin olmadığı ve fazların kütleli akısının bilindiği adyabatik akıslarda kullanılabilirler.

Isıtılmış borulardaki akıslarda yukarıdaki iki-fazlı sürtünme çarpanı tanımlarını kullanmak zordur. Denklem (7.7) ve (7.8) yerine aynı boruda toplam kütleli akının tek-fazlı olduğu durumlardaki basınç düşümlerine oranına göre ( $G_s = G$  veya  $G_g = G$  alındığı) farklı tanımlamalar yapılmıştır.

İki-fazlı akıştaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün, toplam kütleli debinin veya toplam kütleli akının sadece sıvı fazında olduğu durumda ( $G_s = G$  alınarak) sürtünme nedeniyle oluşacak basınç düşümüne oranı ile sadece sıvı fazına bağlı iki-fazlı sürtünme çarpanı

$$\phi_{so}^2 = \frac{(\Delta P/\Delta z)_{2f}}{(\Delta P/\Delta z)_{so}} \quad (7.9)$$

şeklinde tanımlanır.

İki-fazlı akıştaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün, toplam kütleli debinin veya toplam kütleli akının sadece gaz fazında olduğu durumda ( $G_g = G$  alınarak) sürtünme nedeniyle oluşacak basınç düşümüne oranı ile sadece gaz fazına bağlı iki-fazlı sürtünme çarpanı ise

$$\phi_{go}^2 = \frac{(\Delta P/\Delta z)_{2f}}{(\Delta P/\Delta z)_{go}} \quad (7.10)$$

şeklinde tanımlanabilir.

Bu denklemlerden en çok Denklem (7.9) ile verilen sadece sıvı fazına bağlı iki-fazlı sürtünme çarpanı yaygın olarak kullanılmaktadır. Bu tez çalışmasında da

ilerleyen bölümlerde iki-fazlı sürtünme çarpanından bahsedilirken Denklem (7.9)'da tanımlanan iki-fazlı sürtünme çarpanı kastedilecektir.

Basınç düşümü için Denklem (6.14)'deki D'arcy-Weisbach denklemi ve Denklem (6.20)'deki Blasius denklemleri kullanılarak Denklem (7.7) ve (7.9) arasındaki ilişki

$$\begin{aligned} \frac{\phi_{so}^2}{\phi_s^2} &= \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right)_{2f} / \left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right)_{so}}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right)_{2f} / \left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right)_s} = \frac{\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right)_s}{\left(\frac{\Delta P}{\Delta z}\right)_{so}} = \frac{\frac{-f_s G^2 (1-x_{din})^2}{D_i 2 \rho_s}}{\frac{-f_{so} G^2}{D_i 2 \rho_s}} = \frac{f_s}{f_{so}} (1-x_{din})^2 \\ &= \frac{0,316 \text{Re}_s^{-n}}{0,316 \text{Re}_{so}^{-n}} (1-x_{din})^2 = \left(\frac{\text{Re}_s}{\text{Re}_{so}}\right)^{-n} (1-x_{din})^2 = \left(\frac{G(1-x_{din})D_i}{\mu_s} \frac{\mu_s}{G D_i}\right)^{-n} (1-x_{din})^2 \\ &= (1-x_{din})^{-n} (1-x_{din})^2 \end{aligned}$$

$$\phi_{so}^2 = \phi_s^2 (1-x_{din})^{2-n} \quad (7.11)$$

şeklinde kurulabilir.

Benzer şekilde Denklem (7.8) ve (7.10) arasında

$$\phi_{go}^2 = \phi_g^2 x_{din}^{2-n} \quad (7.12)$$

şeklinde bir ilişki kurulabilir. Bu bağıntılardaki  $n$  üst indisi, Blasius denklemindeki geometriye bağlı bir sayıyı ifade etmektedir.

Bu bağıntılar sayesinde gerektiğinde iki-fazlı sürtünme çarpanları arasında geçişler yapılabilmektedir.

### 7.3 Sabit Isı Akısıyla Isıtılmış Düşey Boruda Sıvı Su-Buhar Akışı İçin Geliştirilmiş İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı Metodları ve Korelasyonları

Literatürde farklı akışkan karışımları için iki-fazlı sürtünme çarpanı araştırmaları bulunmaktadır. Bu bölümde, homojen dengeli akış modeli korelasyonları ile sabit (homojen dağılmış) ısı akısıyla ısıtılmış boruda sıvı su-buhar akışı için geliştirilmiş iki-fazlı akış sürtünme çarpanı korelasyonları irdelenecektir.

### 7.3.1 Homojen dengeli akış modeli korelasyonları

Homojen dengeli akış modelinde, tek-fazlı akıştaki gibi iki fazın aynı hızda, aynı sıcaklıkta ve benzer akış karakteristiklerinde olduğu kabul edilir. Bu korelasyonlarda elde edilen denklemler tek-fazlı akıştaki ile aynıdır. Sadece akışkan özellikleri iki fazın özelliklerinin ortalamasına göre belirlenir. Homojen dengeli akış modelinin uygulanması fazların hemen hemen aynı hıza sahip olduğu tamamen gelişmiş habbecikli ve dağılmış-damlacıklı (tam kuruma sonrası bölgede) akışlarla sınırlıdır.

6. Bölüm’de de bahsedildiği üzere tek-fazlı sürtünmeden kaynaklanan birim boydaki basınç gradyanı

$$\left( -\frac{dP}{dz} \right)_{sur} = \frac{f}{D_i} \frac{\rho u^2}{2} = \frac{f}{D_i} \frac{G^2}{2\rho} \quad (7.13)$$

şeklinde yazılabilir. Benzer bir denklemin geçerli olacağı varsayımıyla, iki-fazlı akışta aynı denklem

$$\left( -\frac{dP}{dz} \right)_{2f,sur} = \frac{f_{2f}}{D_i} \frac{G^2}{2\rho_{2f}} \quad (7.14)$$

şeklinde yazılabilir.

Buna göre, sadece sıvı fazına bağlı iki-fazlı sürtünme çarpanı

$$\phi_{so}^2 = \frac{(dP/dz)_{2f}}{(dP/dz)_{so}} = \frac{f_{2f}}{f_{so}} \frac{\rho_s}{\rho_{2f}} \quad (7.15)$$

olarak elde edilir.

Homojen dengeli akış modelinde, iki-fazlı yoğunluk terimi ise

$$\frac{1}{\rho_{2f}} = \frac{x_{din}}{\rho_g} + \frac{(1-x_{din})}{\rho_s} \quad (7.16)$$

olarak yazılabilir.

Dolayısıyla Denklem (7.15)

$$\phi_{so}^2 = \frac{f_{2f}}{f_{so}} \left( 1 + x_{din} \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} - 1 \right) \right) \quad (7.17)$$

şeklinde elde edilir.

Owens (1961)'de iki-fazlı sürtünme çarpanı, iki-fazlı sürtünme katsayısı ve tek-fazlı sürtünme katsayısı eşit kabul ( $f_{2f} = f_{so}$ ) edilerek

$$\phi_{so}^2 = 1 + x_{din} \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} - 1 \right) \quad (7.18)$$

şeklinde tanımlanmıştır (Leung, 1994).

Diğer bir yaklaşımla, iki-fazlı sürtünme katsayısı için aynı tek-fazlı sürtünme katsayısında olduğu gibi

$$f_{2f} = a \text{Re}_{2f}^b \quad (7.19)$$

şeklinde tanımlama yapılabileceği varsayılmıştır (Leung, 1994).

$a$  ve  $b$  sayıları, tek-fazlı akıştaki gibi sabittir ve sırasıyla 0,316 ve -0,25'dir. İki-fazlı Reynolds sayısı ise yine tek-fazlı akıştaki gibi

$$\text{Re}_{2f} = \frac{G D_i}{\mu_{2f}} \quad (7.20)$$

şeklinde tanımlanabilir.

McAdams vd. (1942) iki-fazlı viskozite teriminin, homojen dengeli akış modeli iki-fazlı yoğunluk tanımına benzer şekilde yazılabileceğini varsayıp

$$\frac{1}{\mu_{2f}} = \frac{x_{din}}{\mu_g} + \frac{(1-x_{din})}{\mu_s} \quad (7.21)$$

olarak ifade etmiştir.

Bu iki-fazlı viskozite tanımlaması basit olması sebebiyle kullanım için daha çok tercih edilmektedir.

McAdams vd. (1942) tanımlamalarına göre iki-fazlı sürtünme çarpanı

$$\phi_{so}^2 = \left( 1 + x_{din} \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} - 1 \right) \right) \left( 1 + x_{din} \left( \frac{\mu_s}{\mu_g} - 1 \right) \right)^{-0.25} \quad (7.22)$$

şeklinde yazılabilir (Leung, 1994).

Cicchitti vd. (1960), McAdams vd. (1942)'dan farklı olarak iki-fazlı viskozite terimini fazların dinamik kuruluk dereceleriyle orantılı olarak

$$\mu_{2f} = x_{din} \mu_g + (1 - x_{din}) \mu_s \quad (7.23)$$

şeklinde tanımlamıştır (Leung, 1994).

Dukler vd. (1964) iki-fazlı viskozite terimini yoğunluğa da bağlı olarak daha karmaşık bir şekilde

$$\mu_{2f} = \rho_{2f} \left( \frac{x_{din} \mu_g}{\rho_g} + \frac{(1 - x_{din}) \mu_s}{\rho_s} \right) \quad (7.24)$$

şeklinde tanımlamıştır (Leung, 1994).

Bu tez kapsamında, McAdams vd. (1942)'in önerdiği iki-fazlı viskozite tanımından yola çıkarak geliştirdikleri Denklem (7.22)'de sunulan homojen dengeli akış modeli korelasyonu kullanılacaktır.

### **7.3.2 Düşey boruda sıvı su-buhar akışı için geliştirilmiş iki-fazlı sürtünme çarpanı metodları ve korelasyonları**

Bu bölümde, düşey boruda sıvı su-buhar akışı için geliştirilmiş metodlar ve bazı korelasyonlar irdelenecektir.

Leung (1994) iki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü için literatürde yer alan deneysel ve ampirik araştırmaları aşağıdaki gibi sınıflandırmıştır.

- A. Grafiksel metodlar
  - a. Lockhart ve Martinelli metodu
  - b. Martinelli ve Nelson metodu
  - c. Thom metodu
  - d. Baroczy metodu
  - e. Kirillov vd. metodu
- B. Adyabatik akış araştırmaları
  - a. Chisholm korelasyonu
  - b. Friedel korelasyonu
  - c. Storek ve Brauer korelasyonu

d. Reddy vd. korelasyonu

C. Isıtılmış borularda akış araştırmaları (Isıtmanın etkisinin ihmal edildiği)

a. Becker korelasyonu

b. CISE araştırmaları

c. Bandel ve Schlunder korelasyonu

d. Muller-Steinhagen ve Heck araştırmaları

e. Kohler ve Kastner, ve Brand vd. deneyleri

D. Isıtılmış borularda akış araştırmaları (Isıtmanın etkisinin gözönüne alındığı)

a. Dormer ve Bergles deneyi

b. Tarasova vd. deneyi

c. Iztimi vd. deneyi

d. Steiner ve Schlunder deneyi

e. Boom vd. deneyi

f. Bartolomei vd. deneyi

g. Petukhov vd. deneyi

h. Shoukri deneyi

i. Nicholson vd. deneyi

j. Arkhipov vd. deneyi

k. Zeigamik vd. deneyi

l. Inasaka vd. deneyi

Bu çalışmalardan düşey boruda sıvı su-buhar akışı için geçerli olan 7.3.2.1-7.3.2.7 bölümlerindeki araştırmalar seçilerek bu tez kapsamında irdelenmiş ve karşılaştırılmalarda kullanılmıştır.

### **7.3.2.1 Thom (1964) metodu**

Orijinalinde yatay borulardaki akış için geliştirilmiş Martinelli ve Nelson (1948) grafik metodunu Thom (1964) ısıtılmış ve ısıtılmamış düşey borularda sıvı su-



buhar akışı için elde edilmiş deneysel verileri kullanarak bu akışlara uygulanmak üzere geliştirmiştir. Martinelli ve Nelson (1948) metodu 0,1-22 MPa basınç aralığını kapsamakta iken Thom (1964) metodu 1-20,6 MPa gibi daha dar bir basınç aralığını kapsamaktadır. Thom (1964) geliştirmiş olduğu bu metodu 1,3-20,6 MPa basınç, 416-1940 kg/m<sup>2</sup>s kütleli akı ve 0,01-1 termodinamik kuruluk derecesi aralıklarında elde etmiştir. (Leung, 1994; Quiben, 2005).

Thom (1964) geliştirmiş olduğu metodda iki-fazlı akış sürtünme çarpanını

$$\phi_{so}^2 = \frac{f_{2f}}{2 f_{so}} \left( \frac{v_{cik}}{v_s} + 1 \right) \quad (7.25)$$

şeklinde tanımlamıştır. Burada  $v_s$  sıvı fazındaki özgül hacmi gösterirken,  $v_{cik}$  ise

$$v_{cik} = \left( \frac{(1-x_{din})^2}{1-\alpha} v_s \right) + \left( \frac{x_{din}^2}{\alpha} v_g \right) \quad (7.26)$$

şeklinde tanımlanmaktadır.  $v_g$  gaz fazındaki özgül hacmini göstermektedir.

Thom (1964)'de tek-fazlı sürtünme katsayısı için

$$f_{so} = 0,0064 \quad (7.27)$$

değeri kullanılmıştır. İki-fazlı sürtünme katsayısı  $f_{2f}$  Thom (1964)'de toplam basınç düşümünden hareketle belirlenmekte olup Denklem (7.25) ile verilen iki-fazlı akış sürtünme çarpanı bağıntısının daha sonraki uygulamalarında  $f_{2f}$ 'nin hangi korelasyon ile belirleneceği literatürde açıkça ifade edilmemiştir.

Thom (1964) düşey borularda sıvı su-buhar akışı için iki-fazlı sürtünme çarpanını belirlemede iki farklı tablo oluşturmuştur. Bunlardan birisi ısıtılmış boru için elde edilmişken diğeri adyabatik boru için elde edilmiştir. Çizelge 7.1'de sıvı-su buhar akışı için ısıtılmış boruda çıkıştaki dinamik kuruluk derecesine ve basınca bağlı olarak elde edilmiş iki-fazlı sürtünme çarpanı değerleri sunulmaktadır.

Çizelge 7.2'de ise adyabatik düşey boruda sıvı su-buhar akışı için boru çıkışındaki dinamik kuruluk derecesine ve basınca bağlı olarak elde edilmiş iki-fazlı sürtünme çarpanı değerleri sunulmaktadır.

**Çizelge 7.1 :** Sıvı su-buhar akışı için ısıtılmış boruda iki-fazlı sürtünme çarpanı  $\phi_{so}^2$  değerleri (Thom, 1964).

$x_{din,cik}$	$P [bar]$				
	17,24	41,37	86,16	144,79	206,84
0,00	1,00	1,00	1,00	-	-
0,01	1,49	1,11	1,03	-	-
0,015	1,76	1,25	1,05	-	-
0,02	2,05	1,38	1,08	1,02	-
0,03	2,63	1,62	1,15	1,05	-
0,04	3,19	1,86	1,23	1,07	-
0,05	3,71	2,09	1,31	1,10	-
0,06	4,21	2,30	1,40	1,12	-
0,07	4,72	2,50	1,48	1,14	-
0,08	5,25	2,70	1,56	1,16	1,04
0,09	5,78	2,90	1,64	1,19	1,05
0,10	6,30	3,11	1,71	1,21	1,06
0,15	9,00	4,11	2,10	1,33	1,09
0,20	11,40	5,08	2,47	1,46	1,12
0,30	16,20	7,00	3,20	1,72	1,18
0,40	21,00	8,80	3,89	2,01	1,26
0,50	25,90	10,60	4,55	2,32	1,33
0,60	30,50	12,40	5,25	2,62	1,41
0,70	35,20	14,20	6,00	2,93	1,50
0,80	40,10	16,00	6,75	3,23	1,58
0,90	45,00	17,80	7,50	3,53	1,66
1,00	49,93	19,65	8,165	3,832	1,74

**Çizelge 7.2 :** Sıvı su-buhar akışı için adyabatik boruda iki-fazlı sürtünme çarpanı  $\phi_{so}^2$  değerleri (Thom, 1964).

$x_{din,cik}$	$P [bar]$				
	17,24	41,37	86,16	144,79	206,84
0,00	1,00	1,00	1,00	-	-
0,01	2,12	1,46	1,00	-	-
0,015	2,71	1,60	1,16	-	-
0,02	3,22	1,79	1,22	1,06	-
0,03	4,29	2,13	1,35	1,11	-
0,04	5,29	2,49	1,48	1,16	-
0,05	6,29	2,86	1,62	1,21	1,02
0,06	7,25	3,23	1,77	1,26	1,03
0,07	8,20	3,61	1,92	1,31	1,04
0,08	9,15	3,99	2,07	1,37	1,05
0,09	10,10	4,38	2,22	1,42	1,06
0,10	11,10	4,78	2,39	1,48	1,08
0,15	15,80	6,60	3,03	1,75	1,16
0,20	20,60	8,42	3,77	2,02	1,24
0,30	30,20	12,10	5,17	2,57	1,40
0,40	39,80	15,80	6,59	3,12	1,57
0,50	49,40	19,50	8,03	3,69	1,73
0,60	59,10	23,20	9,49	4,27	1,88
0,70	68,80	26,90	10,19	4,86	2,03
0,80	78,70	30,70	12,40	5,45	2,18
0,90	88,60	34,50	13,80	6,05	2,33
1,00	98,86	38,30	15,33	6,664	2,48

### 7.3.2.2 Chisholm (1973) korelasyonu

Chisholm iki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü için birçok analitik ve deneysel araştırma yapmıştır.

Chisholm (1973) adyabatik akış koşullarında hem pürüzlü hem de düzgün yüzeyli borularda iki-fazlı sürtünme çarpanı için geçerli olan

$$\phi_{so}^2 = 1 + (\Gamma^2 - 1) \left( B_{Ch} x_{din}^{(2-n)/2} (1 - x_{din})^{(2-n)/2} + x_{din}^{2-n} \right) \quad (7.28)$$

denklemini geliştirmiştir.

Bu denklemde yer alan  $B_{Ch}$  Chisholm parametresi pürüzlü borular için

$$B_{Ch} = \frac{C_{Ch} \Gamma - 2^{2-n} + 2}{\Gamma^2 - 1} \quad (7.29)$$

şeklinde tanımlanır.

Denklem (7.28) ve (7.29)'da bulunan  $n$ , Blasius sabiti olup  $n = 0,25$ 'dir.

$\Gamma$  özellik indeksi

$$\Gamma = \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,5} \left( \frac{\mu_g}{\mu_s} \right)^{n/2} \quad (7.30)$$

şeklinde tanımlanırken,  $C_{Ch}$  Chisholm parametresi ise dirsekler, vanalar ve pürüzlü yüzeyli borular için

$$C_{Ch} = \left( 1 + (C_{Ch,2} - 1) \left( \frac{\rho_s - \rho_g}{\rho_s} \right)^{0,5} \right) \left( \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,5} + \left( \frac{\rho_g}{\rho_s} \right)^{0,5} \right) \quad (7.31)$$

şeklinde tanımlanmıştır.

Burada  $C_{Ch,2}$  Chisholm parametresi pürüzlü borulardaki sürtünme için

$G < 1500 \text{ kg/m}^2\text{s}$  ve  $(\rho_s/\rho_g)^{0,5} < 9$  ise  $C_{Ch,2} = 1500/G$  olarak,

$G > 1500 \text{ kg/m}^2\text{s}$  veya  $30 > (\rho_s/\rho_g)^{0,5} > 9$  ise  $C_{Ch,2} = 1$  olarak kabul edilmiştir.

Düzlük yüzeyli borulardaki sürtünme için  $C_{Ch,2}$  ise

$G < 2000 \text{ kg/m}^2\text{s}$  ve  $(\rho_s/\rho_g)^{0,5} < 9$  ise  $C_{Ch,2} = 2000/G$  olarak,

$G > 2000 \text{ kg/m}^2\text{s}$  veya  $30 > (\rho_s/\rho_g)^{0,5} > 9$  ise  $C_{Ch,2} = 1$  olarak kabul edilmiştir. Düzgün yüzeyle borular için genel uygulamalarda kullanılan  $B_{Ch}$  Chisholm parametresi Çizelge 7.3'te sunulmaktadır.

**Çizelge 7.3 :** Chisholm (1973) korelasyonunda düzgün yüzeyle borular için kullanılan  $B_{Ch}$  Chisholm parametresi (Leung, 1994; Quiben, 2005).

Özelik indeksi, $\Gamma$	Kütleli akı [ $\text{kg/m}^2\text{s}$ ], $G$	Katsayı, $B_{Ch}$
$\leq 9,5$	$\leq 500$	4,8
	$500 < G < 1900$	$2400/G$
	$\geq 1900$	$55/G^{0,5}$
$9,5 < \Gamma < 28$	$\leq 600$	$520/(\Gamma G^{0,5})$
	$> 600$	$21/\Gamma$
$\geq 28$		$15000/(\Gamma^2 G^{0,5})$

Bu tez kapsamındaki  $\Gamma$  özellik indeksi hesaplamasında Denklem (7.30),  $B_{Ch}$  Chisholm parametresinin belirlenmesinde ise Çizelge 7.3 kullanılacaktır. Sabit ısı akısıyla ısıtılmış düzgün yüzeyle düşey borulardaki sıvı su-buhar akışındaki iki-fazlı sürtünme çarpanı hesaplamalarında ise, Denklem (7.28) iki-fazlı akış uzunluğu boyunca integre edilip ortalaması alınarak

$$\begin{aligned} \overline{\phi_{so}^2} &= \frac{1}{L_{2f}} \int_0^{L_{2f}} \phi_{so}^2 dL = \frac{1}{x_{din,cik}} \int_0^{x_{din,cik}} \phi_{so}^2 dx_{din} \\ &= \left[ 1 + (\Gamma^2 - 1) \left( B_{Ch} F_{Ch} + \frac{x_{din,cik}^{2-n}}{3-n} \right) \right] - 1 \end{aligned} \quad (7.32)$$

kullanılabilir. Burada  $F_{Ch}$  Chisholm integral terimi

$$F_{Ch} = \frac{1}{x_{din,cik}} \int_0^{x_{din,cik}} x_{din}^{(2-n)/2} (1-x_{din})^{(2-n)/2} dx_{din} \quad (7.33)$$

şeklinde tanımlanmaktadır. Chisholm integral terimi dinamik kuruluk derecesi  $x_{din} < 0,5$  için %2 hata ile

$$\begin{aligned}
F_{Ch} x_{din} = & \frac{x_{din}^{(2-n/2)+1}}{(2-n/2)+1} - \frac{(2-n/2)x_{din}^{(2-n/2)+2}}{(2-n/2)+2} \\
& + \frac{(2-n/2)((2-n/2)-1)x_{din}^{(2-n/2)+3}}{2((2-n/2)+3)} \\
& - \frac{(2-n/2)((2-n/2)-1)((2-n/2)-2)x_{din}^{(2-n/2)+3}}{6((2-n/2)+4)}
\end{aligned} \tag{7.34}$$

şeklinde hesaplanabilir. Dinamik kuruluk derecesi  $x_{din} \geq 0,5$  için ise benzer şekilde

$$F_{Ch} = \frac{1}{x_{din,cik}} \left( 0,2056 - \int_0^{1-x_{din,cik}} x_{din}^{(2-n)/2} (1-x_{din})^{(2-n)/2} dx_{din} \right) \tag{7.35}$$

bağıntısıyla hesaplanabilir.

Whalley (1980), *Heat Transfer and Fluid Flow Service Proprietary Data Bank*'taki ölçüm sonuçlarını kullanarak yapmış olduğu karşılaştırmalar neticesinde Chisholm (1973) korelasyonunun  $\mu_s/\mu_g > 1000$  ve  $G < 100$  için uygun sonuçlar vereceğini belirtmiştir (Leung, 1994; Quiben, 2005).

### 7.3.2.3 Friedel (1979) korelasyonu

Friedel iki-fazlı sürtünme çarpanı için geliştirilmiş 14 adet korelasyonun geçerliliklerini 12.868 adet deneysel veriyi kullanarak test etmiş fakat hiçbir korelasyonun geniş bir akış koşulu aralığında geçerli olmadığını belirlemiştir. Daha sonra farklı kaynaklardan derleyerek oluşturduğu veri tabanında yer alan 25.000'in üzerindeki deneysel veriyi kullanarak akış rejimine bağlı olmayan

$$\begin{aligned}
\phi_{so}^2 = & (1-x_{din})^2 + x_{din}^2 \frac{\rho_s f_{go}}{\rho_g f_{so}} \\
& + \frac{3,24 x_{din}^{0,78} (1-x_{din})^{0,24} (\rho_s/\rho_g)^{0,91} (\mu_g/\mu_s)^{0,19} (1-\mu_g/\mu_s)^{0,7}}{Fr^{0,045} We^{0,035}}
\end{aligned} \tag{7.36}$$

şeklinde iki-fazlı sürtünme çarpanı korelasyonunu geliştirmiştir (Leung, 1994).

Buradaki Froude ve Weber sayıları

$$Fr = \frac{G^2}{g D_i \rho_{2f}^2} \quad (7.37)$$

$$We = \frac{G^2 D_i}{\rho_{2f} \sigma} \quad (7.38)$$

şeklinde tanımlanırlar.

İki-fazlı akıştaki ortalama yoğunluk terimi ise

$$\rho_{2f} = \left( \frac{x_{din}}{\rho_g} + \frac{1-x_{din}}{\rho_s} \right)^{-1} \quad (7.39)$$

şeklinde tanımlanmıştır.

Tek-fazlı sürtünme katsayısı  $Re_{so} < 1055$  için

$$f = 64 / Re \quad (7.40)$$

şeklinde hesaplanırken,  $Re_{so} \geq 1055$  için ise

$$f = \left( 0,86859 \ln \left( \frac{Re_{so}}{(1,964 \ln Re_{so} - 3,8215)} \right) \right)^{-2} \quad (7.41)$$

şeklinde hesaplanır.

Düşey aşağı doğru akışlar için ise bu korelasyonun çok az farklı bir versiyonu mevcuttur.

Friedel (1979) korelasyonu suyun 0-1 dinamik kuruluk derecesi aralığı için kullanılabilir. Ayrıca  $(\mu_s / \mu_g) < 1000$  olduğunda pek çok akışkanın düşey, yukarı doğru veya yatay akışında kullanılabilir.

Snoek ve Leung (1986)'daki 11 farklı korelasyonun çeşitli aksel ısı akışı dağılımlarıyla ısıtılmış yatay 37 elementli yakıt demetlerinde sıvı su-buhar akışı için karşılaştırıldığı araştırmada Friedel (1979) korelasyonu en uygun sonucu vermiştir. Kohler ve Kastner (1987)'deki ısıtılmış akış araştırmalarında elde ettikleri deneysel verilerle karşılaştırmalarda Friedel (1979) korelasyonunun deneysel ölçümlerine uyumlu sonuçlar verdiğini belirtilmiştir (Leung, 1994).

Whalley (1980), Friedel (1979) korelasyonunun  $\mu_s / \mu_g < 1000$  için uygun sonuçlar verdiğini belirtmiştir (Leung, 1994; Quiben, 2005).

### 7.3.2.4 Reddy vd. (1982) korelasyonu

Bertoletti vd. (1961) ile Gaspari vd. (1968), düşey boruda adyabatik ve sabit ısı akısıyla ısıtılmış sıvı su-buhar akışı için yapmış oldukları deneysel araştırmalarının sonucunda elde ettikleri toplam 2397 adet basınç düşümü ölçümü verilerini kullanarak ve homojen dengeli akış modelini modifiye ederek Reddy vd. (1982)

$$\phi_{so}^2 = 1 + x_{din} \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} - 1 \right) C_R \quad (7.42)$$

şeklinde bir korelasyon geliştirmiştir.

Denklem (7.42)'deki  $C_R$ ,  $P > 4136 \text{ kPa}$  basınç için

$$C_R = 1,02 x_{din}^{-0,175} G^{-0,45} \quad (7.43)$$

ve  $4316 \geq P \geq 2068 \text{ kPa}$

$$C_R = 0,357 \left( 1 + \frac{10 P}{P_{kri}} \right) x_{din}^{-0,175} G^{-0,45} \quad (7.44)$$

bağıntılarıyla tanımlanmıştır.

Düzgün yüzeyli sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borulardaki sıvı su-buhar akışındaki iki-fazlı sürtünme çarpanı hesaplamalarında Denklem (7.42) iki-fazlı akış uzunluğu boyunca integre edilip ortalaması alınarak  $P > 4136 \text{ kPa}$  için

$$\begin{aligned} \overline{\phi_{so}^2} &= \frac{1}{L_{2f}} \int_0^{L_{2f}} \phi_{so}^2 dL = \frac{1}{x_{din,cik}} \int_0^{x_{din,cik}} \phi_{so}^2 dx_{din} \\ &= 1 + \frac{1,02 \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} - 1 \right) G^{-0,45}}{1,825} x_{din,cik}^{0,825} \end{aligned} \quad (7.45)$$

şeklinde,  $4316 \geq P \geq 2068 \text{ kPa}$  için ise

$$\begin{aligned} \overline{\phi_{so}^2} &= \frac{1}{L_{2f}} \int_0^{L_{2f}} \phi_{so}^2 dL = \frac{1}{x_{din,cik}} \int_0^{x_{din,cik}} \phi_{so}^2 dx_{din} \\ &= 1 + \frac{0,357 \left( 1 - \frac{10 P}{P_{kri}} \right) G^{-0,45}}{1,825} x_{din,cik}^{0,825} \end{aligned} \quad (7.46)$$

şeklinde hesaplanabilir.

Adyabatik ölçümlerde elde edilen verilere karşılık homojen boşluk modeli ve Blasius sürtünme katsayısı kullanılması ile yapılan modifikasyon sonucunda Reddy vd. (1982)'de geliştirilen bu korelasyonun adyabatik akış koşullarında homojen modelden, Dukler vd. (1964), Chisholm (1973) korelasyonlarından ve Martinelli-Nelson (1948), Thom (1964) ve Baroczy (1965) grafiksel yöntemlerinden daha doğru sonuç verdiği, bununla beraber Chisholm (1973) korelasyonunun Reddy vd. (1982) korelasyonuna yakın sonuçlar verdiği literatürde belirtilmiştir (Leung, 1994).

### 7.3.2.5 Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu (CISE araştırmaları)

Lombardi-Pedrocchi (1972) farklı geometrilerde, adyabatik ve ısıtılmış düşey borularda, halka şeklindeki ve yakıt çubuğu demetleri arasındaki akış koşullarında çoğunluğu sıvı su-buhar için elde edilmiş yaklaşık 1400 adet iki-fazlı akıştaki basınç düşümü verisini kullanarak iki-fazlı sürtünme çarpanlarını geliştirmiştir.

Boru içindeki akış için

$$\phi_{so}^2 = \frac{1,66 \sigma^{0,4} \rho_s}{f_{2f} \rho_{2f}^{0,86} G^{0,6} D_i^{0,2}} \quad (7.47)$$

şeklinde bir korelasyonu geliştirmiştir.

Buradaki iki-fazlı sürtünme katsayısı  $f_{2f}$  Denklem (7.40) ve (7.41)'de sunulan bağıntılarla hesaplanacaktır.

İki fazlı yoğunluk terimi için Denklem (7.39) kullanılır.

Düzgün yüzeyli sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borulardaki sıvı su-buhar akışındaki iki-fazlı sürtünme çarpanı hesaplamalarında Denklem (7.47) iki-fazlı akış uzunluğu boyunca integre edilip ortalaması alınarak

$$\begin{aligned} \overline{\phi_{so}^2} &= \frac{1}{L_{2f}} \int_0^{L_{2f}} \phi_{so}^2 dL = \frac{1}{x_{din,cik}} \int_0^{x_{din,cik}} \phi_{so}^2 dx_{din} \\ &= \frac{1,66 \sigma^{0,4} \rho_s}{f_{2f} G^{0,6} D_i^{0,2}} \frac{1}{1,86 \left( \frac{1}{\rho_g} - \frac{1}{\rho_s} \right)} \left( \left( \frac{x_{din,cik}}{\rho_g} + \frac{1-x_{din,cik}}{\rho_s} \right)^{1,86} - \left( \frac{1}{\rho_s} \right)^{1,86} \right) \end{aligned} \quad (7.48)$$

şeklinde hesaplanabilir.



Lombardi-Pedrocchi (1972) adı geçen geometrilerdeki akışlar için geliştirdikleri bu korelasyonun

$$1.055 \leq Re_{so}$$

$$500 \leq G \leq 5.000 \text{ kg/m}^2 \text{ s}$$

$$0,005 \leq D_i \leq 0,025 \text{ m}$$

$$0,02 \leq \sigma \leq 0,08 \text{ N/m}$$

$$15 \leq P \leq 100 \text{ bar}$$

$$0,1 \leq L \leq 4 \text{ m}$$

$$0,01 \leq x_{ter} \leq 0,98$$

$$15 \leq \frac{\rho_s}{\rho_g} \leq 100$$

aralıklarında geçerli olduğunu belirtmiştir.

Bu korelasyondaki sabitlerin optimizasyonunda hem adyabatik hem de ısıtılmış borularda elde edilmiş deneysel veriler kullanılmış ancak korelasyonda ısıtmanın etkisi açıkça ifade edilememiştir.

Friedel tarafından 12.868 adet adyabatik akış basınç düşümü deneysel verisi kullanılarak yapılan karşılaştırmada, Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu Chisholm-Barocozy'den sonra en küçük hatayı veren ikinci korelasyon olmuştur (Aubé, 1996; Leung, 1994; Delhaye, vd., 1981).

### 7.3.2.6 Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonu

Muller-Steinhagen ve Heck (1986) birçok akışkan için sürtünmeden kaynaklanan basınç gradyanı belirlenmesinde kullanılan

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur} = \left( \left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur,so} + 2 x_{din} \left( \left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur,go} - \left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur,so} \right) \right) (1 - x_{din})^{1/3} + x_{din}^3 \left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur,go} \quad (7.49)$$

korelasyonunu geliştirmiştir. Burada

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur,so} = f_{so} \frac{G^2}{2 \rho_s D_i} = A_{MSH} \quad (7.50)$$

$$\left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur,go} = f_{go} \frac{G^2}{2 \rho_g D_i} = B_{MSH} \quad (7.51)$$

şeklinde tanımlanmaktadır.  $f_{so}$  ve  $f_{go}$  terimleri ise sırasıyla

$$f_{so} = \frac{64}{Re_{so}} \quad (Re_{so} \leq 1 \quad \text{ için}) \quad (7.52)$$

$$f_{go} = \frac{64}{Re_{go}} \quad (Re_{go} \leq 1187 \quad \text{ için}) \quad (7.53)$$

$$f_{so} = \frac{0,3164}{Re_{so}^{1/4}} \quad (Re_{so} > 1187 \quad \text{ için}) \quad (7.54)$$

$$f_{go} = \frac{0,3164}{Re_{go}^{1/4}} \quad (Re_{go} > 1187 \quad \text{ için}) \quad (7.55)$$

şeklinde tanımlanmaktadır.

Denklem (7.52)-(7.55)'de yer alan Reynolds sayıları

$$Re_{so} = \frac{G D_i}{\mu_s} \quad (7.56)$$

$$Re_{go} = \frac{G D_i}{\mu_g} \quad (7.57)$$

şeklinde tanımlanır.

Bu korelasyon öncelikle  $x_{din} < 0,7$ 'de dinamik kuruluk derecesine bağlı olarak tamamen tek-fazlı sıvı ve gaz fazları akışları için sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümleri arasında lineer interpolasyon yapılması esasına dayalı olarak  $G_{MSH} = A_{MSH} + 2 x_{din} (B_{MSH} - A_{MSH})$  şeklinde geliştirilmiş, daha sonra  $0 < x_{din} < 1$  aralığının tümünü kapsaması için  $\left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur} = G_{MSH} (1 - x_{din})^{1/3} + B_{MSH} x_{din}^3$  haline getirilmiştir.

Düzgün yüzeyli sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borulardaki sıvı su-buhar akışındaki iki-fazlı sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü, basınç gradyanı terimi, iki-fazlı akış uzunluğu boyunca integre edilerek

$$\begin{aligned}
\Delta P_{sur,2f} &= \int_0^{L_{2f}} - \left( \frac{dP}{dL} \right)_{sur} dL = \\
&\frac{3}{4} (1 - x_{din,cik})^{4/3} (A_{MSH} + 2 x_{din,cik} (B_{MSH} - A_{MSH})) \\
&- \frac{1}{4} B_{MSH} x_{din,cik}^4 + \frac{9}{14} (B_{MSH} - A_{MSH}) (1 - x_{din,cik})^{7/3} \\
&- \left( \frac{3}{4} A_{MSH} - \frac{9}{14} (B_{MSH} - A_{MSH}) \right)
\end{aligned} \tag{7.58}$$

şeklinde hesaplanabilir.

Muller-Steinhagen ve Heck (1986), bu korelasyonun kullanımının  $Re_{so} > 100$  akış koşullarında ve gaz fazının basınç düşümünün sıvı fazının basınç düşümünden fazla olduğu akışkanlar için geçerli olacak şekilde sınırlandırılmasını tavsiye etmiştir.

14 farklı korelasyon için 9313 basınç düşümü ölçümü verileri kullanılarak yapılan karşılaştırmada Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun, Friedel (1979) dahil birçok korelasyondan daha küçük hata ile iki-fazlı sürtünme çarpanı hesapladığı görülmüştür. Bu karşılaştırmada en iyi sonucu çok kompleks bir ifadeye sahip ve kullanımı zor olan Bandel (1973) korelasyonunun verdiği belirtilmiştir (Leung, 1994).

Isıtılmış borulardaki akışta sürtünmeden dolayı basınç düşümünün belirlenmesinde, bu korelasyon kanal boyunca analitik olarak integre edilebilir. Ancak yerçekimi nedeniyle basınç düşümü ayrıca hesaplanmalıdır (Leung, 1994).

### 7.3.2.7 Tarasova vd. (1966) korelasyonu

Tarasova vd. (1966) sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümüne ısıtmanın etkisini incelemiş ve sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borulardaki doymuş kaynama koşulları için iki-fazlı sürtünme çarpanının adyabatik koşullara sahip borulardaki iki-fazlı sürtünme çarpanına oranı için

$$\frac{\phi_{so,q}^2}{\phi_{so,ady}^2} = 1 + 0,0044 \left( \frac{q''}{G} \right)^{0,7} \tag{7.59}$$

şeklinde bir korelasyon geliştirmiştir.

Burada  $q''$  ısı akısı olup birimi  $W/m^2$ ,  $G$  ise kütleli akı olup birimi  $kg/m^2s$ ' dir.

Aşırı soğutulmuş kaynama koşulları için ise bu oran

$$\frac{\phi_{so,q}^2}{\phi_{so,ady}^2} = 1 + \frac{20Z}{1,315Z} \left( \frac{q}{h_{sg}G} \right)^{0,7} \left( \frac{\rho_s}{\rho_g} \right)^{0,08} \quad (7.60)$$

şeklinde tanımlanmıştır.

Burada  $Z$  katsayısı

$$Z = \frac{h - h_{HKB}}{h_{NBU} - h_{HKB}} = \frac{z - z_{HKB}}{z_{NBU} - z_{HKB}} \quad (7.61)$$

şeklinde tanımlanmıştır. Denklem (7.61)'deki  $z$ ,  $z_{HKB}$  ve  $z_{NBU}$  ile ifade edilen habbecikli kaynama başlangıcı ve net-buhar üretim noktaları arasında kalan aşırı soğutulmuş kaynama bölgesindeki  $z_{HKB}$ 'den itibaren herhangi bir aksenal mesafeyi ve  $h$  ise o noktadaki entalpiyi ifade etmektedir.

Tarasova vd. (1966) bu korelasyonun borularda ve halka şeklinde iç içe borularda, yüksek basınçlı akışlarda ısıtmanın etkisini verebileceğini gözlemlendiğini rapor etmişlerdir.

Bu tez kapsamında, bu korelasyon sabit ısı akısıyla ısıtılmış akış için geliştirilmiş fakat ısıtmanın etkisinin göz önüne alınmadığı korelasyonların, sabit ısı akısıyla ısıtma için iki-fazlı akış sürtünme çarpanının belirlenmesinde düzeltme faktörü olarak kullanılacaktır (Collier ve Thome, 1996; Leung, 1994).

## 8. İKİ-FAZLI AKIŞ SÜRTÜNME ÇARPANININ HESAPLANMASI İÇİN KULLANILAN YÖNTEM, ELDE EDİLEN SONUÇLAR VE SONUÇLARIN KARŞILAŞTIRILMASI

Bu bölümde basınç düşümü ölçümlerine dayalı olarak iki-fazlı akış sürtünme çarpanı belirlenebilmesi için bir hesaplama yöntemi oluşturulacak ve literatürde elde edilen basınç düşümü ölçümleri için hem bu yöntem kullanılarak hem de seçilen korelasyonlar kullanılarak iki-fazlı sürtünme çarpanları hesaplanacaktır. Sonuçlar elde edildikten sonra hesaplama yöntemi ve korelasyonlar ile hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları arasında karşılaştırma yapılarak basınç, kütleli akı, termodinamik kuruluk derecesi ve ısı akısına bağlı olarak hataların dağılımları irdelenmiştir. Benzer şekilde, deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarının da hataları irdelenmiştir.

### 8.1 İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı İçin Hesaplama Yöntemi

İki-fazlı akış için sürtünme çarpanı  $\phi_{so}^2$  tanımı Denklem (7.9)'da gösterilmiştir. Denklem (7.9)'da yer alan tek-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç gradyanı  $\left(\frac{dP}{dz}\right)_{sur}$  Leung (2004)'te de kullanılan ve Denklem (6.14)'te belirtilen D'arcy-Weisbach denklemine göre belirlenecektir.

Tek-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü için sürtünme katsayısı  $f$  Denklem (6.22)'de sunulan Chen (1979) korelasyonu ile hesaplanacaktır. Sürtünme katsayısına ısıtılmanın etkisi de Denklem (6.23) de verilen Sieder ve Tate (1936) bağıntısı ile hesaplanacaktır. Sieder ve Tate (1936) bağıntısında  $m$  sayısı için laminer ve türbülanslı akışta sırasıyla -0,14 ve -0,25 değerlerinin kullanılması önerilmiştir. Fakat Leung vd. (2004) yapmış oldukları deneyler sonucunda kendi deney düzenekleri için  $m$  sayısının -0,28 değerinde uygun sonuçlar elde ettiklerini ifade etmişlerdir.

Buradaki tek-fazlı akış için Reynolds sayısı boru içinde girişteki basınca bağlı olarak

$$\text{Re} = \frac{G D_i}{\mu_{s@Pgir}} \quad (8.1)$$

bağıntısıyla belirlenir.

İki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü ise toplam basınç düşümünden, yer çekiminden ve ivmelenmeden kaynaklanan basınç düşümü değerleri çıkarılarak

$$\Delta P_{sur,2f} = \Delta P_{den} - \Delta P_{ivm} - \Delta P_{yer} \quad (8.2)$$

şeklinde bulunur.

Yer çekiminden kaynaklanan basınç düşümü Leung vd. (2005)'de sunulduğu gibi

$$\Delta P_{yer} = (\alpha \rho_g + (1-\alpha) \rho_s) g \Delta z \quad (8.3)$$

bağıntısı ile hesaplanacaktır. İvmelenmeden kaynaklanan basınç düşümü de Leung vd. (2004)'de sunulduğu gibi

$$\Delta P_{ivm} = G^2 \left[ \left( \left( \frac{x_{din}^2}{\alpha \rho_g} \right) + \left( \frac{(1-x_{din})^2}{(1-\alpha) \rho_s} \right) \right)_{cik} - \left( \left( \frac{x_{din}^2}{\alpha \rho_g} \right) + \left( \frac{(1-x_{din})^2}{(1-\alpha) \rho_s} \right) \right)_{gir} \right] \quad (8.4)$$

bağıntısı ile hesaplanacaktır.

İki-fazlı akıştaki akış parametrelerinden boşluk oranı  $\alpha$  Denklem (6.38)'de belirtilen Zuber ve Findlay (1965) bağıntısı ile hesaplanırken, boşluk oranının belirlenmesinde kullanılan dağılım parametresi  $C_o$  ise Denklem (6.41)-(6.48)'de gösterilen Chexal vd. (1991) korelasyonu ile hesaplanacaktır.

Dinamik kuruluk derecesi  $x_{din}$ , Kroeger ve Zuber (1968) tarafından önerilen ve Denklem (6.34)'de sunulan bağıntı ile hesaplanacaktır.

Net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kuruluk derecesi  $x_{ter,NBU}$ , Denklem (5.1)-(5.3)'de sunulan Saha ve Zuber (1974) bağıntıları ile hesaplanacaktır.

İki-fazlı akışın gerçekleştiği iki-fazlı akış uzunluğu

$$L_{2f} = \frac{G D_i h_{sg} (x_{ter,cik} - x_{ter,HKB})}{4 q''} \quad (8.5)$$

şeklinde tanımlanabilir (Olekhovitch vd., 2004). Burada,  $x_{ter,HKB}$  aksenal doğrultuda habbecikli kaynama başlangıcındaki akışkanın termodinamik kuruluk derecesidir. Denklem (5.9)'dan hesaplanan duvar sıcaklığı kullanılarak ısı taşınım denkleminde akışkanın sıcaklığı  $T_a$  belirlenebilir. Dolayısıyla  $T_a$ 'ya karşılık gelen termodinamik kuruluk derecesi de belirlenebilir.

ChemicaLogic SteamTab Companion Thermodynamic and Transport Properties of Water and Steam Version 2.0 programı sıvı su-buhar için tüm termodinamik ve transport özelliklerin bulunmasında kullanılmıştır.

## 8.2 Literatürde Yer Alan Deneysel Basınç Düşümü Ölçüm Sonuçlarına Karşılık Gelen İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanlarının Hesaplanması

Bölüm 8.1'de iki-fazlı akış sürtünme çarpanı hesaplaması için gerekli olan denklemler ve izlenmesi gereken yöntem belirtilmiştir.

Literatürde yer alan ve bu tez kapsamında incelenen düşey boruda sıvı su-buhar akışında deneysel basınç düşümü ölçüm sonuçları Çizelge 8.1'de özetlenmiştir.

**Çizelge 8.1 :** Düşey boruda sıvı su-buhar akışında deneysel basınç düşümü ölçümleri.

Araştırmacı	$D_i$	$L_q$	$P_{cik}$	$G$	$x_{ter,cik}$	$q''$	$\Delta P$	Veri sayısı
	[m]	[m]	[bar]	[kg/m <sup>2</sup> s]		[kW/m <sup>2</sup> ]	[bar]	
Alessandrini vd. (1963)	0,0152-0,0249	2,45	49,9-50,9	1080-3890	0,022-0,515	1680-2710	0,30-1,36	256
Peterlongo vd. (1964)	0,0151	4,02	49,8-50,4	1070-3940	0,145-0,608	1080-2260	0,72-2,79	79
Leung (1994)	0,0055	2,50	50,2-97,2	1130-9980	-0,20-0,563	113-3220	0,32-15,54	1141
Olekhovitch (1997)	0,0080	1,00-3,50	5,1-40,4	977-6122	0,047-0,760	523-5550	0,74-17,42	479
Olekhovitch vd. (2004)	0,0080-0,0157	1,00-3,00	9,7-40,4	910-6140	-0,06-0,648	57-4663	0,1-9,24	8574

Bu bölümde gösterilen hesaplama yöntemi Çizelge 8.1’de gösterilen deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarının tümüne uygulanmıştır.

Çizelge 8.2’de gösterilen veriler Leung (1994) tarafından gerçekleştirilmiş deneysel basınç düşümü ölçümü sonucunda elde edilmiş olup aşağıdaki örnek hesaplamada kullanılmıştır.

**Çizelge 8.2 :** Deneysel basınç düşümü ölçümü sonucu örneği (Leung, 1994).

$D_i$	$L_q$	$T_{gir}$	$T_{cik}$	$P_{cik}$	$G$	$q$	$q''$	$x_{ter,cik}$	$\Delta P$
[m]	[m]	[°C]	[°C]	[bar]	[kg/m <sup>2</sup> s]	[kW]	[kW/m <sup>2</sup> ]		[bar]
0,00545	2,50	255,65	288,35	70,50	4365,52	50,16	1171,85	0,21	3,4524

İki-fazlı akış sürtünme çarpanını belirleyebilmek için öncelikle iki-fazlı akışın gerçekleştiği iki-fazlı akış uzunluğunu  $L_{2f}$  belirlenmesi gerekmektedir.

İki-fazlı akış uzunluğunu hesaplayabilmek için Denklem (5.9)’dan yararlanarak habbecikli kaynamanın başladığı duvar sıcaklığının  $T_{duv}$  belirlenmesi gerekmektedir.

$$(\Delta T)_{doy} = (T_{duv} - T_{doy})_{HKB} = \left( \frac{8 \sigma_{@Pgir} q'' T_{doy@Pgir}}{h_{sg@Pgir} k_{@Pgir} \rho_{g@Pgir}} \right)^{0,5}$$

$$(\Delta T)_{doy} = \left( \frac{8 \times 0,01676 [N/m] \times 1171,8589 [kW/m^2] \times 562,72 [K]}{1479,64 \times [kJ/kg] \times 0,5657 [W/mK] \times 38,85 [kg/m^3]} \right)^{0,5} = 1,65 [K]$$

Burada, boru girişindeki basınç

$$P_{gir} = P_{cik} + \Delta P$$

$$P_{gir} = 70,50 + 3,4524 = 73,952 \text{ bar}$$

olarak belirlenmiştir.

Giriş basıncına bağlı olarak termodinamik ve termodinamik özellikler

$$T_{doy@Pgir} = 562,72 \text{ K}$$

$$\rho_{g@Pgir} = 38,85 \text{ kg/m}^3$$

$$k_{@Pgir} = 0,5657 \text{ W/mK}$$



$$h_s @ P_{gir} = 1287,7 \text{ kJ / kg}$$

$$h_{sg} @ P_{gir} = 1479,64 \text{ kJ / kg}$$

$$\sigma @ P_{gir} = 0,01676 \text{ N / m}$$

şeklinde belirlenir.

$$(\Delta T)_{doy} = (T_{duv} - T_{doy})_{HKB} = 1,65 \text{ [K]} = T_{duv} - 562,72 \text{ [K]}$$

$$T_{duv} = 564,37 \text{ [K]}$$

Duvara sıcaklığını belirledikten sonra ısı taşınım bağıntısından yararlanarak akışın merkezindeki akışkanın sıcaklığını

$$T_a = T_{duv} - \left( \frac{q''}{h_t} \right) = 564,37 \text{ [K]} - \left( \frac{1171,85 \text{ [kW / m}^2\text{]}}{39,95 \text{ [kW / m}^2\text{ K]}} \right) = 535,04 \text{ [K]}$$

şeklinde hesaplayabiliriz.

Bu bağıntıdaki ısı taşınım katsayısı  $h_t$

$$h_t = \frac{Nu \ k @ P_{gir}}{D_i} = \frac{367 \times 0,5949 \ 10^{-3} \text{ [kW / mK]}}{0,00545 \text{ [m]}} = 39,95 \text{ [kW / m}^2\text{ K]}$$

olarak hesaplanabilir.

Nusselt sayısı ise Rohsenow ve Clark (1951) tarafından oluşturulan ve Denklem (5.7)'de sunulan bağıntı ile

$$Nu = 0,019 \text{ Re}^{0,8} \text{ Pr}^{1/3} = 0,019 \times 245.380^{0,8} \times 0,835^{1/3} = 367$$

şeklinde hesaplanabilir.

Burada Reynolds sayısı

$$\text{Re} = \frac{G \ D_i}{\mu @ T_{1f,ort}} = \frac{4365,52 \text{ [kg / m}^2\text{ s]} \times 0,00545 \text{ [m]}}{96,96 \ 10^{-6} \text{ [Ns / m}^2\text{]}} = 245.380$$

olarak belirlenebilirken, Prandtl sayısı da

$$\text{Pr} = \frac{\mu @ T_{1f,ort} \ c_{p,s} @ T_{1f,ort}}{k @ T_{1f,ort}} = \frac{96,96 \ 10^{-6} \text{ [Ns / m}^2\text{]} \times 5,1261 \text{ [kJ / kg K]}}{0,5949 \ 10^{-3} \text{ [kW / mK]}} = 0,835$$

şeklinde hesaplanabilir. Boru girişindeki tek-fazlı ortalama sıcaklık

$$T_{1f,ort} = \frac{T_{gir} + T_{doy@Pgir}}{2} = \frac{528,8 + 562,72}{2} = 545,76 [K]$$

için termodinamik ve termofiziksel özellikler

$$\rho_s @ T_{1f,ort} = 765,586 \text{ kg/m}^3$$

$$k @ T_{1f,ort} = 0,5949 \text{ W/mK}$$

$$c_{p,s} @ T_{1f,ort} = 5,1261 \text{ kJ/kg K}$$

$$\mu_s @ T_{1f,ort} = 96,96 \cdot 10^{-6} \text{ Ns/m}^2$$

şeklinde belirlenir.

Habbecikli kaynama başlangıcında akışkanın termodinamik kuruluk derecesi

$$x_{ter.HKB} = \frac{h_s @ T_a - h_s @ P_{gir}}{h_{sg} @ P_{gir}} = \frac{1143,9 [kJ/kg] - 1287,7 [kJ/kg]}{1479,64 [kJ/kg]} = -0,097$$

olarak belirlenir.

Burada  $T_a$  'ya karşılık gelen akışkanın entalpisi

$$h_s @ T_a = 1143,9 \text{ kJ/kg}$$

şeklinde hesaplanır.

İki-fazlı akış uzunluğu ise Denklem (8.5)'den yararlanarak

$$\begin{aligned} L_{2f} &= \frac{G D_i h_{sg} @ P_{ort} (x_{ter,cik} - x_{ter,2f,gir})}{4 q''} \\ &= \frac{4365,52 [kg/m^2s] \times 0,00545 [m] \times 1490,64 [kJ/kg] \times (0,21 - (-0,097))}{4 \times 1171,85 [kW/m^2]} \\ &= 2,32 \text{ m} \end{aligned}$$

şeklinde hesaplanabilir. Burada ortalama basınç

$$P_{ort} = \frac{(P_{gir} + P_{cik})}{2} = 72,23 \text{ bar}$$

olarak belirlenirken, ortalama basınçtaki buharlaşma gizli entalpisi  $h_{sg @ Port} = 1490,64 \text{ kJ / kg}$

olarak belirlenir.

İki-fazlı akış uzunluğunu belirledikten sonra iki-fazlı akış uzunluğu boyunca gerçekleşen sürtünmeden kaynaklanan tek-fazlı basınç düşümü belirlenebilir.

Denklem (6.14)'de belirtilen D'arcy-Weisbach denklemine göre iki-fazlı akış uzunluğu boyunca tek-fazlı adyabatik akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü

$$\Delta P_{sur,1f,ady@L2f} = f \frac{L_{2f} G^2}{2 D_i \rho_s @ P_{gir,Tgir}}$$

şeklinde hesaplanabilir. Buna göre

$$\Delta P_{sur,1f,ady@L2f} = 0,02087 \times \frac{2,32 [m] \times (4365,62 [kg/m^2 s])^2}{2 \times 0,00545 [m] \times 794,058 [kg/m^3]}$$

$$\Delta P_{sur,1f,ady@L2f} = 106.611 \text{ Pa} = \frac{106.611 [Pa]}{10^5 [Pa/bar]} = 1,066 \text{ bar}$$

olur. Buradaki yoğunluk, deney düzeneğine girişteki sıkıştırılmış sıvı fazındaki akışkanın (sıvı suyun) yoğunluğudur ve

$$\rho_s @ P_{gir,Tgir} = 794,058 \text{ kg/m}^3$$

şeklinde belirlenir.

Tek-fazlı sürtünme katsayısı  $f$  Denklem (6.22)'de sunulan Chen (1979) korelasyonu ile

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left( \frac{k_s/D_i}{3,7065} - \frac{5,0452}{\text{Re}} \log \left( \frac{(k_s/D_i)^{1,1098}}{2,8257} + \frac{5,8506}{\text{Re}^{0,8981}} \right) \right)$$

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = -2 \log \left( \frac{5,610^{-6} / 0,00545}{3,7065} - \frac{5,0452}{264.886} \log \left( \frac{\left( \frac{5,610^{-6} / 0,00545}{2,8257} \right)^{1,1098}}{264.886^{0,8981}} + \frac{5,8506}{264.886^{0,8981}} \right) \right)$$

$$f = 0,02087$$

olarak hesaplanır.

Tek-fazlı akıştaki Reynolds sayısı ise Denklem (8.1)'den yararlanarak

$$\text{Re} = \frac{G D_i}{\mu_{s@Pgir}} = \frac{4365,52 [kg / m^2 s] \times 0,00545 [m]}{0,00008982 [Ns / m^2]}$$

$$= 264.886$$

olarak hesaplanır. Suyun giriş basıncındaki viskozite değeri

$$\mu_{s@Pgir} = 89,82 \cdot 10^{-6} \text{ Ns} / \text{m}^2$$

olarak belirlenir. Borunun yüzey pürüzlülüğü  $k_s$ , Leung (1994)'de deney yaptıkları düzenek için  $k_s = 0,0000056 \text{ m}$  olarak verilmiştir.

Tek-fazlı ısıtılmış borudaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü Denklem (6.23)'de verilen Sieder ve Tate (1936) bağıntısından yararlanılarak

$$\Delta P_{sur,1f @L2f} = \Delta P_{sur,1f,ady @L2f} \left( \frac{\mu_{s@Ta}}{\mu_{s@Tduv}} \right)^{-0,28}$$

$$= 1,066 [bar] \left( \frac{101,6 \cdot 10^{-6} [Ns / m^2]}{89,19 \cdot 10^{-6} [Ns / m^2]} \right)^{-0,28} = 1,028 [bar]$$

şeklinde hesaplanabilir.

Burada duvar sıcaklığındaki akışkanın viskozite değeri ile akışkanın viskozite değeri sıcaklığa bağlı olarak sırasıyla

$$\mu_{s@Tduv} = 89,19 \cdot 10^{-6} \text{ Ns} / \text{m}^2$$

$$\mu_{s@Ta} = 101,6 \cdot 10^{-6} \text{ Ns} / \text{m}^2$$

olarak belirlenebilir.

İki-fazlı akış uzunluğu  $L_{2f}$  boyunca tek-fazlı akıştaki sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü  $\Delta P_{sur,1f @ L_{2f}}$  belirlendikten sonra iki-fazlı akış uzunluğu boyunca iki-fazlı akışta sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünün  $\Delta P_{sur,2f @ L_{2f}}$  belirlenmesi gerekmektedir.

Deney ölçümleri ile elde edilen toplam basınç düşümünden, ısıtılan uzunluk ile iki-fazlı akışın gerçekleştiği iki-fazlı akış uzunluğu arasındaki uzunluk farkında tek-fazlı akış gerçekleşecektir. Tek-fazlı akışın gerçekleştiği bölümdeki basınç farkını, toplam iki-fazlı akıştaki basınç düşümünden çıkarırsak

$$\begin{aligned}\Delta P_{@L_{2f}} &= \Delta P - \Delta P_{1f @ L_q - L_{2f}} \\ &= 3,4524 - 0,091 = 3,36 \text{ bar}\end{aligned}$$

iki-fazlı akış uzunluğu boyunca gerçekleşen iki-fazlı akıştaki toplam basınç düşümünü hesaplayabiliriz. Burada tek-fazlı akıştaki basınç farkı ivmelenmeden kaynaklanan basınç farkı ihmal edilerek yer çekiminden kaynaklanan basınç farkı ile sürtünmeden kaynaklanan basınç farkı toplamıyla

$$\begin{aligned}\Delta P_{1f @ L_q - L_{2f}} &= \Delta P_{sur,1f @ L_q - L_{2f}} + \Delta P_{yer,1f @ L_q - L_{2f}} \\ &= 0,077 + 0,014 = 0,091 \text{ bar}\end{aligned}$$

şeklinde belirlenebilir.

Burada, yer çekiminden kaynaklanan basınç düşümü

$$\begin{aligned}\Delta P_{yer,1f @ L_q - L_{2f}} &= \rho_s @ P_{gir,T_{gir}} g (L_q - L_{2f}) \\ &= 794,058 [kg/m^3] 9,806 [m/s^2] (2,50 - 2,32) [m] = 0,014 \text{ bar}\end{aligned}$$

şeklinde hesaplanabilirken, sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü ise

$$\begin{aligned}\Delta P_{sur,1f @ L_q - L_{2f}} &= f \frac{(L_q - L_{2f}) G^2}{2 D_i \rho_s @ P_{gir,T_{gir}}} \left( \frac{\mu_s @ T_a}{\mu_s @ T_{duv}} \right)^{-0,28} \\ &= 0,02087 \frac{(2,50 - 2,32) [m] \times (4365,62 [kg/m^2 s])^2}{2 \times 0,00545 [m] \times 794,058 [kg/m^3]} \left( \frac{101,6 \cdot 10^{-6} [Ns/m^2]}{89,19 \cdot 10^{-6} [Ns/m^2]} \right)^{-0,28} \\ &= 0,077 \text{ bar}\end{aligned}$$

şeklinde hesaplanabilir.

İki-fazlı akış uzunluğu boyunca toplam basınç düşümünü belirledikten sonra iki-fazlı akış uzunluğu boyunca sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümünü belirleyebilmek için aynı uzunluk boyunca yer çekiminden ve ivmelenmeden kaynaklanan basınç düşümlerini belirlememiz gerekmektedir.

İki-fazlı akışta yer çekiminden kaynaklanan basınç düşümü Denklem (6.28)'den yola çıkarak

$$\begin{aligned}\Delta P_{yer @ L_{2f}} &= \left( \frac{\alpha_{cik}}{2} \rho_{g @ Port} + \left( 1 - \frac{\alpha_{cik}}{2} \right) \rho_{s @ Port} \right) g L_{2f} \\ &= \left( \frac{0,7616}{2} 37,834 [kg/m^3] + \left( 1 - \frac{0,7616}{2} \right) 735,761 [kg/m^3] \right) 9,806 [m/s^2] 2,32 [m] \\ &= 0,1069 \text{ bar}\end{aligned}$$

şeklinde hesaplanabilir.

Buradaki,

$$\rho_{s @ Port} = 735,761 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_{g @ Pgir} = 37,834 \text{ kg/m}^3$$

olarak bilinmektedir.

İki-fazlı akışın başladığı habbecikli kaynama başlangıcındaki boşluk oranı  $\alpha_{HKB}$  ve habbecikli kaynama başlangıcındaki dinamik kuruluk derecesi  $x_{HKB}$  iki-fazlı akışın başladığı nokta oldukları için sıfırdır.

İki-fazlı akış uzunluğu  $L_{2f}$  boyunca yer çekiminden kaynaklanan basınç düşümünü belirledikten sonra, aynı uzunluk boyunca ivmelenmeden kaynaklanan basınç düşümü Denklem (8.4)'e benzer şekilde hesaplanabilir. Yalnız iki-fazlı akışın başlangıcında tek-fazlı sıvı akışkan olduğu için

$$\Delta P_{ivm} = G^2 \left[ \left( \left( \frac{x_{din,cik}^2}{\alpha_{cik} \rho_{g @ Pcik}} \right) + \left( \frac{(1 - x_{din,cik})^2}{(1 - \alpha_{cik}) \rho_{s @ Pcik}} \right) \right)_{cik} - \left( \frac{1}{\rho_{s @ Pgir}} \right)_{gir} \right]$$

$$\Delta P_{ivm} = 4365,52^2 \left[ \left( \left( \frac{0,21^2}{0,7616 \times 36,817 [kg/m^3]} \right) + \left( \frac{(1-0,21)^2}{(1-0,7616) \times 738,832 [kg/m^3]} \right) \right) \right]_{cik} - \left( \frac{1}{732,727 [kg/m^3]} \right)_{gir}$$

$$\Delta P_{ivm} = 0,7355 \text{ bar}$$

olarak hesaplanabilir. Burada  $P_{HKB} = P_{gir}$  olarak kabul edilmiştir ve

$$\Delta P_{cik} = 70,50 \text{ bar}$$

$$\rho_s @ P_{cik} = 738,832 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_g @ P_{cik} = 36,817 \text{ kg/m}^3$$

$$\rho_s @ P_{gir} = 732,727 \text{ kg/m}^3$$

olarak belirlenmiştir.

Çıkıştaki boşluk oranı  $\alpha_{cik}$  çıkıştaki dinamik kuruluk derecesine  $x_{din,cik}$  bağlı olarak, dinamik kuruluk derecesi  $x_{din,cik}$  ise net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kuruluk derecesine  $x_{ter,NBU}$  bağlı olarak tanımlanmaktadır. Bu yüzden öncelikle net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kuruluk derecesini  $x_{ter,NBU}$  hesaplamamız gerekmektedir.

Net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kuruluk derecesi  $x_{ter,NBU}$ , Peclet sayısına  $Pe$  bağlı olarak belirlenmektedir.

Peclet sayısı

$$Pe = \frac{G D_i c_{p,s@P_{gir}}}{k @ P_{gir}} = \frac{4365,62 [kg/m^2s] \times 0,00545 [m] \times 5,4833 [kJ/kg K]}{0,5656 \cdot 10^{-3} [kW/m K]} = 230.615$$

olarak hesaplanmaktadır. Burada  $P_{HKB} = P_{gir}$  olarak kabul edilmiştir ve akışkanın özellikleri giriş basınç değerine göre

$$c_{p,s@P_{gir}} = 5,4833 \text{ kJ/kg K}$$

$$k_{@P_{gir}} = 0,5656 \cdot 10^{-3} \text{ kW/mK}$$

olarak belirlenmektedir.

$Pe = 230.615 > 70.000$  olduğundan net-buhar üretim noktasındaki termodinamik kurulum derecesi Denklem (5.11)'e göre

$$x_{ter,NBU} = -154 \frac{q''}{G h_{sg@P_{gir}}} = \frac{1171,85 \text{ [kW/m}^2\text{]}}{4365,52 \text{ [kg/m}^2\text{s]} \times 1.479,74 \text{ [kJ/kg]}} = -0,0279$$

bulunur.

Çıkış dinamik kurulum derecesi  $x_{din,cik}$  Kroeger ve Zuber (1968) tarafından önerilen Denklem (6.34)'e göre

$$\begin{aligned} x_{din,cik} &= \frac{x_{ter,cik} - x_{ter,NBU} \exp\left(\frac{x_{ter,cik}}{x_{ter,NBU}} - 1\right)}{1 - x_{ter,NBU} \exp\left(\frac{x_{ter,cik}}{x_{ter,NBU}} - 1\right)} \\ &= \frac{0,21 - (-0,0279) \exp\left(\frac{0,21}{-0,0279} - 1\right)}{1 - (-0,0279) \exp\left(\frac{0,21}{-0,0279} - 1\right)} = 0,21 \end{aligned}$$

olarak hesaplanabilir.

Çıkış boşluk oranı ise  $\alpha_{cik}$  Denklem (6.38)'teki Zuber ve Findlay (1965) bağıntısına göre

$$\begin{aligned} \alpha_{cik} &= \frac{x_{din,cik} \rho_{s@P_{cik}} G}{G C_o \left( x_{din,cik} \rho_{s@P_{cik}} + (1 - x_{din,cik}) \rho_{g@P_{cik}} \right) + \rho_{s@P_{cik}} \rho_{g@P_{cik}} u_{gj}} \\ &= \frac{0,21 \times 738,832 \text{ [kg/m}^3\text{]} \times 4365,52 \text{ [kg/m}^2\text{s]}}{4365,52 \times 1,088 \times (0,21 \times 738,832 + (1 - 0,21) \times 36,817) + 738,832 \times 36,817 \times 0,1719} = 0,7616 \end{aligned}$$

olarak hesaplanabilir.

Burada sürüklenme hızı Denklem (6.39)'a göre



$$u_{gj} = 1,41 \left( \frac{\sigma_{@Pcik} g (\rho_{s@Pcik} - \rho_{g@Pcik})}{\rho_{s@Pcik}^2} \right)^{1/4}$$

$$= 1,41 \left( \frac{0,01752 [N/m] \times 9,806 [m/s^2] \times (738,832 - 36,817 [kg/m^3])}{738,832^2 [kg/m^3]} \right)^{1/4} = 0,1719$$

olarak hesaplanırken, dağılım parametresi  $C_o$  Denklem (6.41)-(6.48)'de sunulan Chexal vd. (1991) korelasyonuna göre çıkıştaki boşluk oranına ilk değer verilip dağılım parametresinden elde edilen çıkıştaki boşluk oranı bulunana kadar iterasyon yapılarak hesaplanır.

İki-fazlı akış uzunluğu  $L_{2f}$  boyunca sürtünmeden kaynaklanan basınç düşümü

$$\Delta P_{sur,2f @ L_{2f}} \text{ ise}$$

$$\Delta P_{sur,2f @ L_{2f}} = \Delta P_{@ L_{2f}} - \Delta P_{ivm @ L_{2f}} - \Delta P_{yer @ L_{2f}} = 3,36 - 0,7355 - 0,1069 = 2,5176 \text{ bar}$$

şeklinde bulunabilir.

İki-fazlı akış sürtünme çarpanı ise Denklem (7.9)'a göre

$$\phi_{so}^2 = \frac{\Delta P_{sur,1f @ L_{2f}}}{\Delta P_{sur,1f @ L_{2f}}} = \frac{2,5176 [bar]}{1,028 [bar]} = 2,449$$

olarak bulunabilir.

Bu bölümde belirtildiği şekilde Çizelge 8.1'de gösterilen deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarına hesaplama yöntemi uygulanmıştır ve Çizelge 8.3'te verilen deneysel basınç düşümü ölçümünde kullanılan sonuçlar için iki-fazlı sürtünme çarpanı sonuçları elde edilmiştir.

Çizelge 8.3'te gösterildiği gibi 5 farklı deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarından toplam 8145 tanesi için iki-fazlı sürtünme çarpanı hesabı yapılmıştır. Deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarından 2384 tanesi Çizelge 8.4'te gösterilen ve Groeneveld vd. (2007) tarafından kritik ısı akısı için tarama tablosu oluşturmada kullanılan seçim kriterleri dikkate alınarak elenmiştir.

**Çizelge 8.3 :** Deneysel basınç düşümü ölçümünde kullanılan veri sayıları.

Araştırmacı	Toplam veri sayısı	Elenen veri sayısı	Kullanılan veri sayısı
Alessandrini vd. (1963)	256	134	122
Peterlongo vd. (1964)	79	2	77
Leung (1994)	1141	317	824
Olekhovitch (1997)	479	28	451
Olekhovitch vd. (2004)	8574	1903	6671
TOPLAM	10.529	2384	8145

**Çizelge 8.4 :** Kritik ısı akısı için tarama tablosu seçim kriterleri (Groeneveld vd., 2007)

Parametre	Seçim kriteri
$D_i$ [mm]	$3 < D_i < 25$
$P$ [kPa]	$100 < P < 21.000$
$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$0 < G < 8.000$
$x_{CHF}$	$x_{CHF} < 1,0$
$T_{gir}$	$T_{gir} < 0,01^\circ C$
$L/D_i, x_{gir} < 0$ için $x_{KIA} > 0$	$L/D_i > 50, x_{KIA} < 0$ için $L/D_i > 25,$
$L/D_i, x_{gir} > 0$	$L/D_i > 100$
Isıl denge	Hata < %5
Diğer	İkili tekrarlar

**Çizelge 8.5 :** Alessandrini vd. (1963) elenen verileri.

Parametre	Seçim kriteri	Elenen veri sayısı
Toplam veri sayısı	256	
$D_i$ [mm]	$3 < D_i < 25$	-
$P$ [kPa]	$100 < P < 21.000$	-
$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$0 < G < 8.000$	-
$L/D_i$	$L/D_i > 100$	133
$x_{ter}$	$x_{ter} < 0$	-
Isıl denge	Hata < %5	1
Diğer	Negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı	-
Toplam		134

Çizelge 8.5’de belirtildiği gibi Alessandrini vd. (1963) basınç düşümü ölçümü sonuçlarından 134 tanesi elenmiştir. Bunlardan 133 tanesinde yeterli  $L/D_i$  oranı sağlanamamıştır. 1 tane deney sonucu ısı dengelinin %5’ten fazla hata ile hesaplanması sonucu güvenilir veri olmadığı için elenmiştir.

**Çizelge 8.6 :** Peterlongo vd. (1964) elenen verileri.

Parametre	Seçim kriteri	Elenen veri sayısı
Toplam veri sayısı	79	
$D_i$ [mm]	$3 < D_i < 25$	-
$P$ [kPa]	$100 < P < 21.000$	-
$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$0 < G < 8.000$	-
$L/D_i$	$L/D_i > 100$	-
$x_{ter}$	$x_{ter} < 0$	-
Isıl denge	Hata < %5	1
Diğer	Negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı	1
Toplam		2

Çizelge 8.6’da belirtildiği gibi Peterlongo vd. (1964) basınç düşümü ölçümü sonuçlarından 1 tanesi ısı dengelinin %5’ten fazla hata ile hesaplanması sonucu güvenilir veri olmadığı için elenmiştir. 1 adet veri ise negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı hesaplandığı için elenmiştir.

**Çizelge 8.7 :** Leung (1994) elenen verileri.

Parametre	Seçim kriteri	Elenen veri sayısı
Toplam veri sayısı	1141	
$D_i$ [mm]	$3 < D_i < 25$	-
$P$ [kPa]	$100 < P < 21.000$	-
$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$0 < G < 8.000$	54
$L/D_i$	$L/D_i > 100$	-
$x_{ter}$	$x_{ter} < 0$	206
Isıl denge	Hata < %5	-
Diğer	Negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı	57
Toplam		317

Çizelge 8.7’de belirtildiği gibi Leung (1994) basınç düşümü ölçümü sonuçlarından 317 tanesi elenmiştir. Bunlardan 54 tanesi kütle akısının 8000’den büyük olması sebebiyle, 206 tanesi akışın tek-fazlı olması sebebiyle, 57 adet veri ise negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı hesaplandığı için elenmiştir.

**Çizelge 8.8 : Olekhovitch (1997) elenen verileri.**

Parametre	Seçim kriteri	Elenen veri sayısı
Toplam veri sayısı	479	
$D_i$ [mm]	$3 < D_i < 25$	-
$P$ [kPa]	$100 < P < 21.000$	-
$G$ [ $kg/m^2s$ ]	$0 < G < 8.000$	-
$L/D_i$	$L/D_i > 100$	25
$x_{ter}$	$x_{ter} < 0$	-
Isıl denge	Hata < %5	2
Diğer	Negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı	1
Toplam		28

Çizelge 8.8’de belirtildiği gibi Olekhovitch (1997) basınç düşümü ölçümü sonuçlarından 28 tanesi elenmiştir. Bunlardan 25 tanesinde yeterli  $L/D_i$  oranı sağlanamadığı için, 2 tanesi ise ısıl dengenin %5’ten fazla hata ile hesaplanması sonucu güvenilir veri olmadığı için elenmiştir. 1 adet veri ise negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı hesaplandığı için elenmiştir.

**Çizelge 8.9 : Olekhovitch vd. (2004) elenen verileri.**

Parametre	Seçim kriteri	Elenen veri sayısı
Toplam veri sayısı	8574	
$D_i$ [mm]	$3 < D_i < 25$	-
$P$ [kPa]	$100 < P < 21.000$	-
$G$ [ $kg/m^2s$ ]	$0 < G < 8.000$	-
$L/D_i$	$L/D_i > 100$	1182
$x_{ter}$	$x_{ter} < 0$	20
Isıl denge	Hata < %5	701
Diğer	Negatif iki-fazlı sürtünme çarpanı	-
Toplam		1903

Çizelge 8.9’da belirtildiği gibi Olekhnovitch vd. (2004) basınç düşümü ölçümü sonuçlarından 1903 tanesi elenmiştir. Bunlardan 1182 tanesinde yeterli  $L/D_i$  oranı sağlanmadığından, 20 tanesi akışın tek-fazlı olmasından, 701 tanesi ısıl dengenin %5’ten fazla hata ile hesaplanması sonucu güvenilir veri olmadığı için elenmiştir.

Literatürde yer alan deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları için seçim kriterleri uygulandıktan sonra kalan veriler ile hesaplanmış bazı örnek iki-fazlı sürtünme çarpanı sonuçları Çizelge 8.10-8.14’de sunulmuştur.

**Çizelge 8.10 :** Alessandrini vd. (1963) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$D_i$ [m]	$L_q$ [m]	$P_{cik}$ [bar]	$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$x_{ter,cik}$	$q$ [kW]	$\Delta P$ [bar]	$\phi_{so}^2$
25	0,02490	2,45	50,01	1150	0,5140	202,42	0,5688	11,88
26	0,02490	2,45	50,01	1150	0,5150	203,48	0,5688	11,89
47	0,01520	2,45	50,11	3760	0,1710	277,95	1,3631	2,74
48	0,01520	2,45	50,11	3890	0,0990	279,24	0,9905	1,91

**Çizelge 8.11 :** Peterlongo vd. (1964) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$D_i$ [m]	$L_q$ [m]	$P_{cik}$ [bar]	$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$x_{ter,cik}$	$q$ [kW]	$\Delta P$ [bar]	$\phi_{so}^2$
1	0,01510	4,02	49,92	1150	0,5980	220,01	0,7943	9,93
2	0,01510	4,02	49,92	1130	0,6030	217,48	0,7845	10,13
51	0,01510	4,02	49,92	2280	0,3150	349,29	1,2553	5,26
52	0,01510	4,02	49,92	2280	0,3190	351,67	1,2553	5,21

**Çizelge 8.12 :** Leung (1994) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$D_i$ [m]	$L_q$ [m]	$P_{cik}$ [bar]	$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$x_{ter,cik}$	$q$ [kW]	$\Delta P$ [bar]	$\phi_{so}^2$
3	0,00545	2,50	97,10	4948,5	0,0200	20,02	1,7427	0,93
4	0,00545	2,50	97,10	4932,2	0,0523	25,14	1,9937	1,13
801	0,00545	2,50	70,30	7098,2	0,2923	106,19	8,2654	1,95
802	0,00545	2,50	70,30	7098,2	0,2951	106,88	8,2683	1,95

**Çizelge 8.13 :** Olekhnovitch (1997) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$D_i$ [m]	$L_q$ [m]	$P_{cik}$ [bar]	$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$x_{ter,cik}$	$q$ [kW]	$\Delta P$ [bar]	$\phi_{so}^2$
26	0,0080	1,00	5,39	1.010,0	0,4080	61,20	1,9200	106,80
27	0,0080	1,00	5,25	997,0	0,4000	59,40	1,9100	110,11
201	0,0080	1,80	8,25	3.030,0	0,3270	105,80	8,5200	26,53
202	0,0080	1,80	8,28	3.021,0	0,3370	95,10	8,9300	26,11

**Çizelge 8.14 :** Olekhnovitch vd. (2004) için deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ile hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$D_i$ [m]	$L_q$ [m]	$P_{cik}$ [bar]	$G$ [kg/m <sup>2</sup> s]	$x_{ter,cik}$	$q$ [kW]	$\Delta P$ [bar]	$\phi_{so}^2$
825	0,0126	2,00	9,99	997,1	0,0367	13,96	0,2024	3,64
826	0,0126	2,00	10,06	1000,0	0,0432	15,81	0,2055	3,65
4001	0,0157	2,00	29,85	1001,2	0,3071	116,49	0,3817	14,04
4002	0,0157	2,00	29,93	996,3	0,3184	119,90	0,3930	14,82

### 8.3 Literatürde Yer Alan İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanı Korelasyonlarının Deneysel Basınç Düşümü Ölçümlerine Dayalı İki-Fazlı Akış Sürtünme Çarpanlarıyla Karşılaştırılıp Test Edilmesi

Çizelge 8.3'te gösterilen deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarının tümü için Bölüm 8.1'de oluşturulan hesaplama yöntemi kullanılarak iki-fazlı sürtünme çarpanı sonuçları elde edildikten sonra bu sonuçlarla, yine bu basınç düşümü koşulları için Bölüm 7.3'de irdelenen korelasyonlar kullanılarak elde edilen iki-fazlı sürtünme çarpanı sonuçları karşılaştırmaları yapılarak hataları test edilmiştir.

Korelasyonlardan elde edilen iki-fazlı sürtünme çarpanları elde edilirken Bölüm 7.3'de belirtilen Thom (1964) metodu, Lombardi-Pedrocchi (1972), Chisholm (1973), Friedel (1979), Reddy vd. (1982) ve Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonları ile adyabatik borulardaki akış için elde edilen iki-fazlı akış sürtünme çarpanları ısıtmanın etkisini hesaplamalara dahil etmek üzere Tarasova vd. (1966) korelasyonu ile düzeltilerek kullanılacaktır. Düşey ısıtılmış boru için kullanılabilen bu korelasyonlarda ısıtmanın etkisi göz ardı edildiği için ısıtmanın etkisini bu

korelasyonlarla elde edilen sonuçlara Tarasova vd. (1966) korelasyonu ile eklenmiş olacaktır.

Korelasyonlardan hesaplanan iki-fazlı akış sürtünme çarpanları örnek verileri Çizelge 8.15-8.19'da sunulmuştur.

**Çizelge 8.15 :** Alessandrini vd. (1963)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$\phi_{so}^2$ Hesaplama Yöntemi	$\phi_{so}^2$ Homojen model	$\phi_{so}^2$ Thom (1964)	$\phi_{so}^2$ Lombardi-Pedrocchi (1972)	$\phi_{so}^2$ Chisholm (1973)	$\phi_{so}^2$ Friedel (1979)	$\phi_{so}^2$ Reddy vd. (1982)	$\phi_{so}^2$ Muller-Steinhagen ve Heck (1986)
25	11,88	6,88	16,78	21,03	17,95	17,04	2,43	15,24
26	11,89	6,89	16,83	21,09	18,00	17,09	2,43	15,29
47	2,74	3,19	5,74	4,85	2,85	5,87	1,53	4,07
48	1,91	2,35	4,01	3,57	1,75	4,54	1,48	3,04

**Çizelge 8.16 :** Peterlongo vd. (1964)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$\phi_{so}^2$ Hesaplama Yöntemi	$\phi_{so}^2$ Homojen model	$\phi_{so}^2$ Thom (1964)	$\phi_{so}^2$ Lombardi-Pedrocchi (1972)	$\phi_{so}^2$ Chisholm (1973)	$\phi_{so}^2$ Friedel (1979)	$\phi_{so}^2$ Reddy vd. (1982)	$\phi_{so}^2$ Muller-Steinhagen ve Heck (1986)
1	9,93	7,69	17,11	21,11	17,80	17,06	2,26	15,37
2	10,13	7,74	17,27	21,43	18,17	17,23	2,27	15,50
51	5,26	4,81	9,62	9,41	6,39	9,47	1,76	8,83
52	5,21	4,85	9,72	9,50	6,47	9,56	1,77	8,93

Hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları ile korelasyonlardan elde edilen iki-fazlı sürtünme çarpanları ortalama hatalarına ve RMS hatalarına göre karşılaştırılıp test edilecektir.

Hata

$$\varepsilon = \frac{\phi_{so}^2_{kor} - \phi_{so}^2_{hes}}{\phi_{so}^2_{hes}} \quad (8.9)$$

bağıntısı ile tanımlanırken, ortalama hata

$$\varepsilon_{ort} = \frac{1}{N} \sum_{i=1}^{i=N} \varepsilon_i \quad (8.10)$$

bağıntısı ile tanımlanır.

**Çizelge 8.17 :** Leung (1994)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$\phi_{so}^2$ Hesaplama Yöntemi	$\phi_{so}^2$ Homojen model	$\phi_{so}^2$ Thom (1964)	$\phi_{so}^2$ Lombardi-Pedrocchi (1972)	$\phi_{so}^2$ Chisholm (1973)	$\phi_{so}^2$ Friedel (1979)	$\phi_{so}^2$ Reddy vd. (1982)	$\phi_{so}^2$ Muller-Steinhagen ve Heck (1986)
3	0,93	1,11	1,19	1,05	0,13	1,42	1,11	0,90
4	1,13	1,28	1,45	1,22	0,30	1,76	1,14	1,12
801	1,95	3,17	5,64	3,13	2,09	4,73	1,35	3,68
802	1,95	3,19	5,69	3,15	2,11	4,76	1,35	3,71

**Çizelge 8.18 :** Olekhnovitch (1997)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$\phi_{so}^2$ Hesaplama Yöntemi	$\phi_{so}^2$ Homojen model	$\phi_{so}^2$ Thom (1964)	$\phi_{so}^2$ Lombardi-Pedrocchi (1972)	$\phi_{so}^2$ Chisholm (1973)	$\phi_{so}^2$ Friedel (1979)	$\phi_{so}^2$ Reddy vd. (1982)	$\phi_{so}^2$ Muller-Steinhagen ve Heck (1986)
26	106,80	40,57	55,91	156,53	96,50	92,41	4,96	162,98
27	110,11	40,77	54,65	156,77	96,02	92,14	4,95	161,48
201	26,53	18,25	31,04	33,65	24,34	28,91	2,12	38,23
202	26,11	18,38	31,18	33,20	24,06	28,51	2,08	35,75

**Çizelge 8.19 :** Olekhnovitch vd. (2004)'de sunulan deneysel basınç düşümü ölçümü koşullarında korelasyonlardan hesaplanmış iki-fazlı sürtünme çarpanı örnekleri.

Deney no.	$\phi_{so}^2$ Hesaplama Yöntemi	$\phi_{so}^2$ Homojen model	$\phi_{so}^2$ Thom (1964)	$\phi_{so}^2$ Lombardi-Pedrocchi (1972)	$\phi_{so}^2$ Chisholm (1973)	$\phi_{so}^2$ Friedel (1979)	$\phi_{so}^2$ Reddy vd. (1982)	$\phi_{so}^2$ Muller-Steinhagen ve Heck (1986)
825	3,64	3,96	3,95	9,62	5,55	7,80	1,33	5,28
826	3,65	4,42	4,48	10,77	6,44	8,64	1,37	6,05
4001	14,04	7,72	18,88	24,28	22,49	17,80	2,30	17,10
4002	14,82	7,92	19,60	25,60	23,38	18,37	2,34	17,78



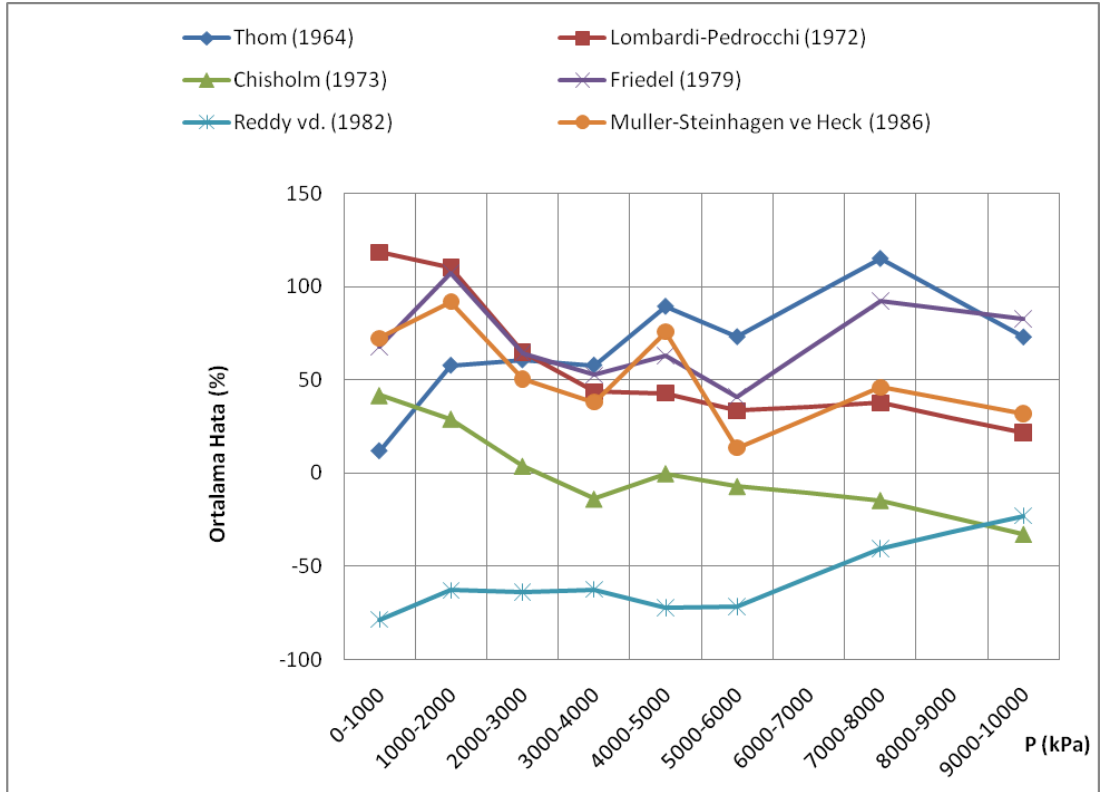
RMS hata ise

$$\varepsilon_{RMS} = \left( \frac{1}{N} \sum_{i=1}^{i=N} \varepsilon_i^2 \right)^{1/2} \quad (8.11)$$

şeklinde tanımlanır.

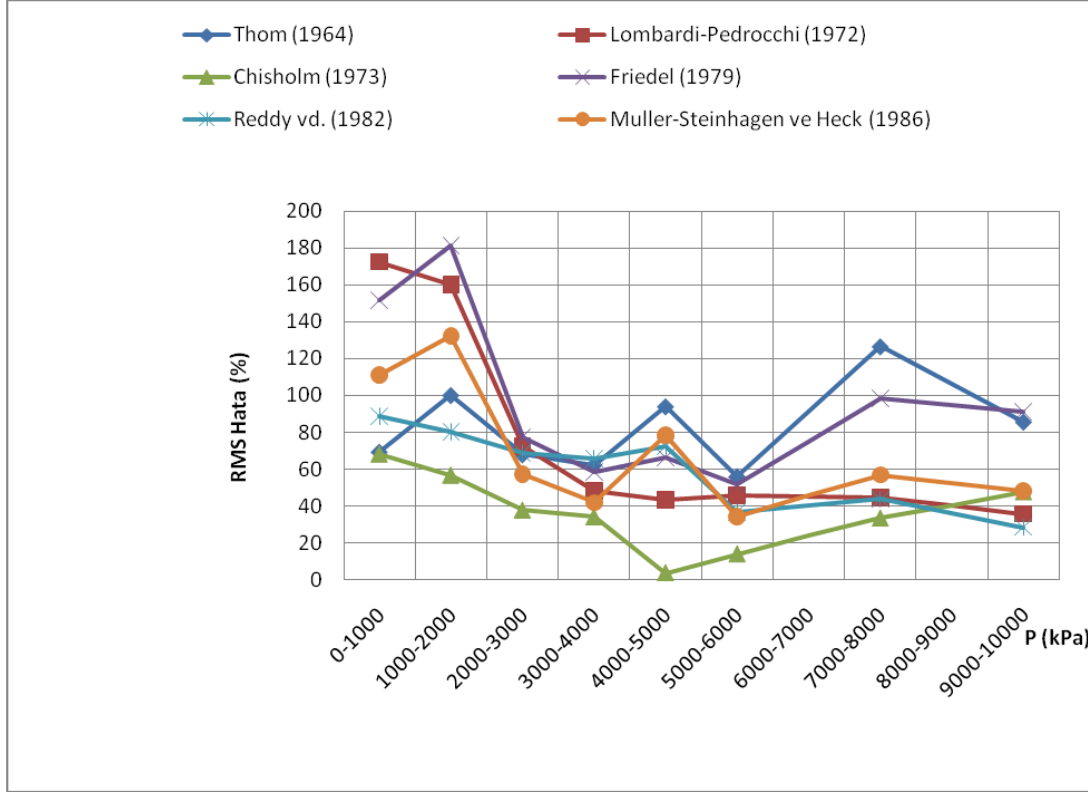
Hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları ile korelasyonlardan elde edilen iki-fazlı sürtünme çarpanları basınç, kütleli akı, termodinamik kuruluk derecesi ve ısı akısına göre her bir korelasyon için karşılaştırılıp test edilmiştir.

Basınca bağlı olarak tüm korelasyonlar için farklı 5 adet kaynaktan alınan ölçüm verilerinin seçim kriterlerini sağlayan 8145 adedinin ve bunların ölçümlerinin gerçekleştirildiği akış koşullarının gözönüne alınmasıyla hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı Şekil 8.1 ve Şekil 8.2’de gösterilmiştir.



**Şekil 8.1** : Tüm korelasyonlar için ortalama hataların basınca göre dağılımı.

0-9000 kPa basınç aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 9000-10.000 kPa basınç aralığında Reddy vd. (1982) korelasyonunun en az RMS hatası verdiği Şekil 8.2’deki grafiklerde görülmektedir.

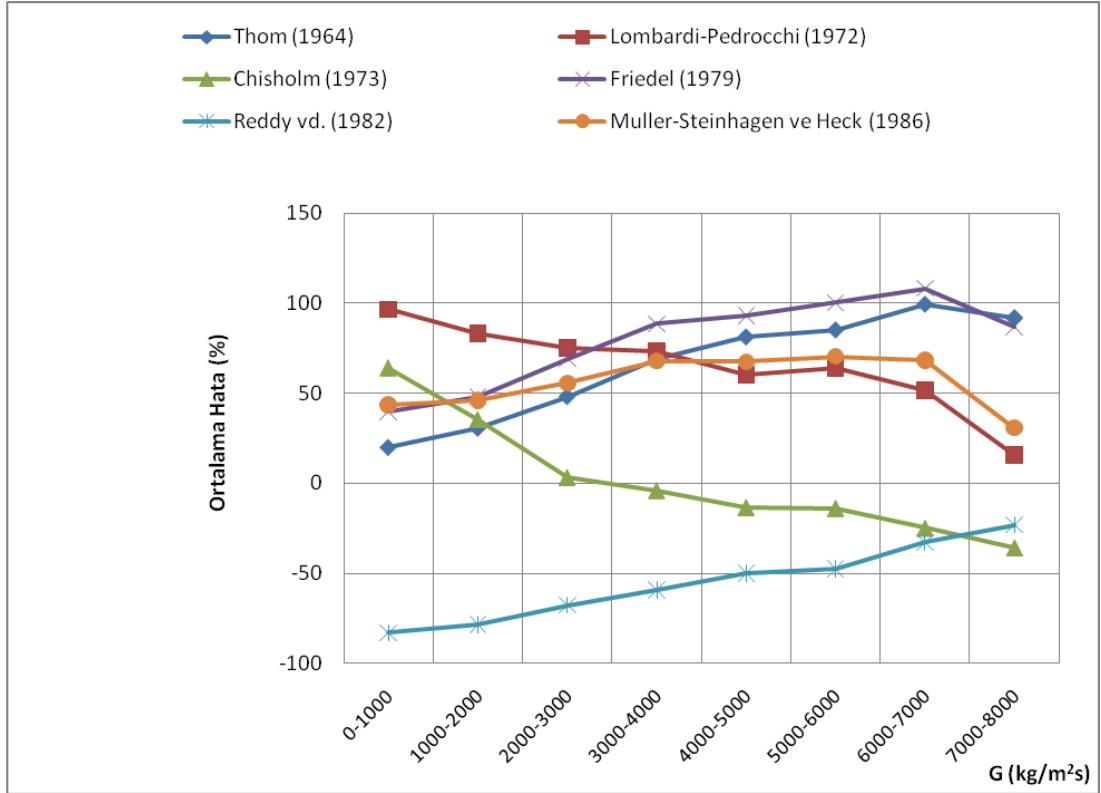


**Şekil 8.2 :** Tüm korelasyonlar için RMS hataların basınca göre dağılımı.

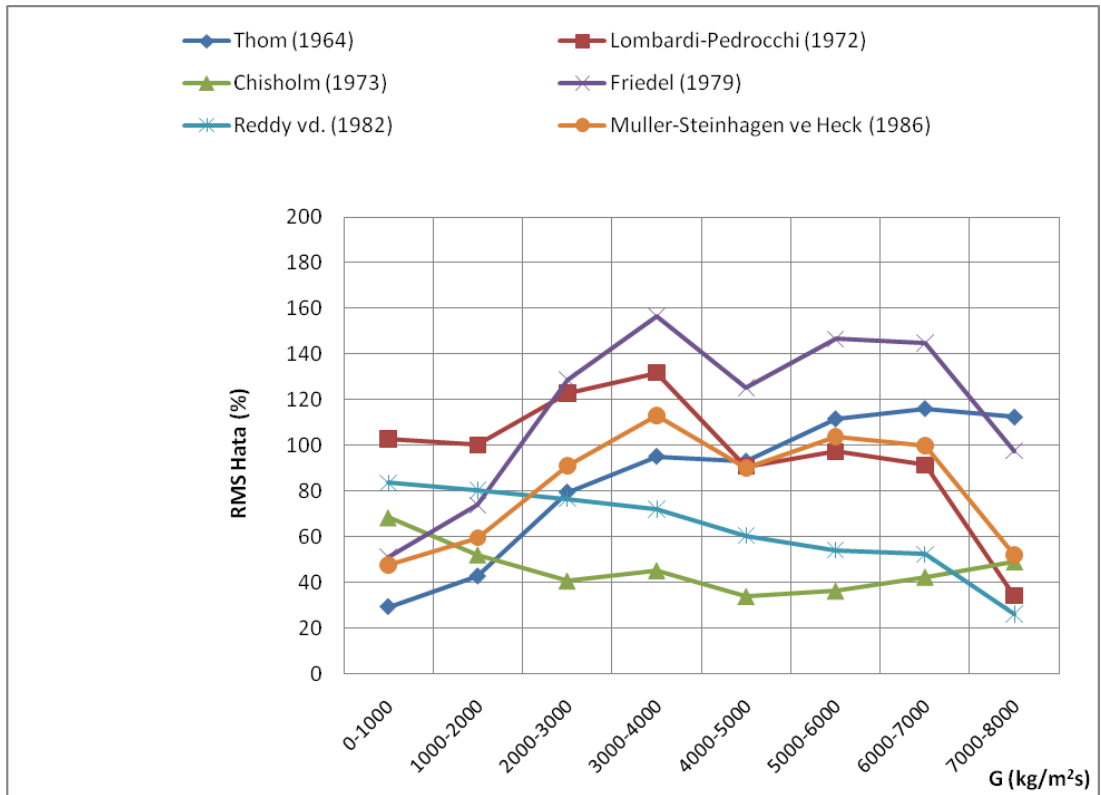
Kütlesel akıya bağlı olarak tüm korelasyonlar için farklı 5 adet kaynaktan alınan ölçüm verilerinin seçim kriterlerini sağlayan 8145 adedinin ve bunların ölçümlerinin gerçekleştirildiği akış koşullarının gözönüne alınmasıyla hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı Şekil 8.3 ve Şekil 8.4’de gösterilmiştir.

0-2000 kg/m<sup>2</sup>s kütlesel akı aralığında Thom (1964) metodunun, 2000-7000 kg/m<sup>2</sup>s kütlesel akı aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 7000-8000 kg/m<sup>2</sup>s kütlesel akı aralığında ise Reddy vd. (1982) korelasyonunun en az RMS hatası verdiği Şekil 8.4’deki grafiklerde görülmektedir.

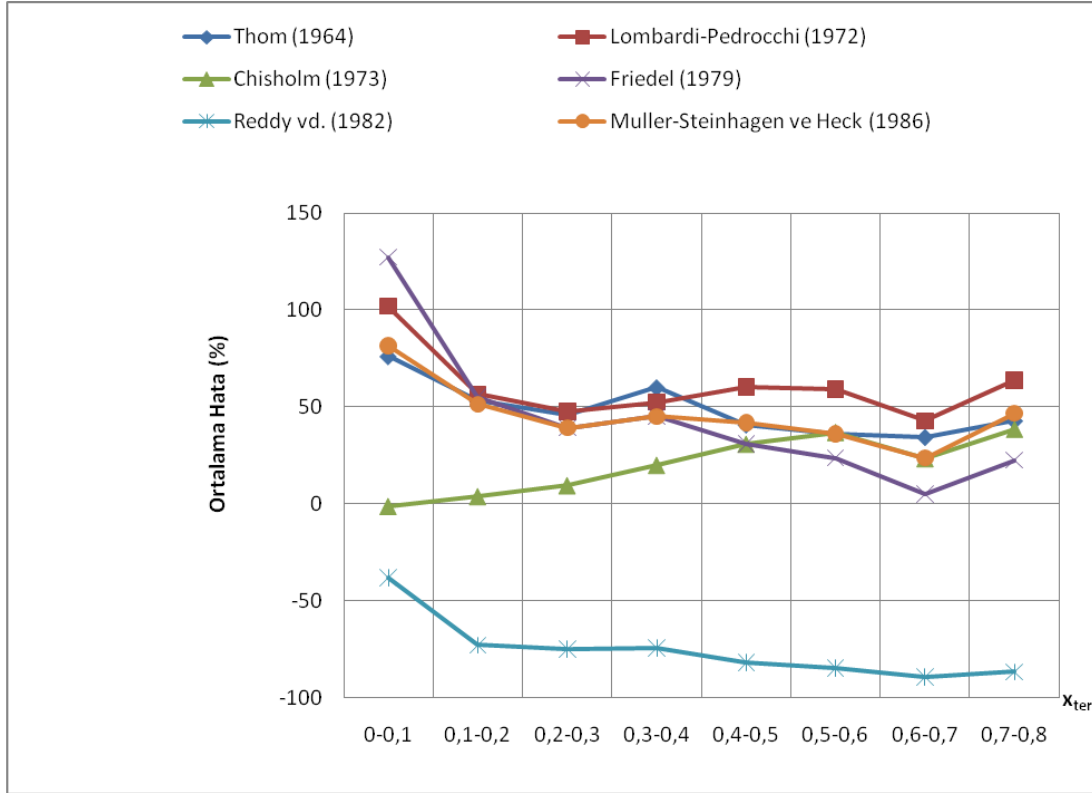
Termodinamik kuruluk derecesine bağlı olarak tüm korelasyonlar için farklı 5 adet kaynaktan alınan ölçüm verilerinin seçim kriterlerini sağlayan 8145 adedinin ve bunların ölçümlerinin gerçekleştirildiği akış koşullarının gözönüne alınmasıyla hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı Şekil 8.5 ve Şekil 8.6’da gösterilmiştir.



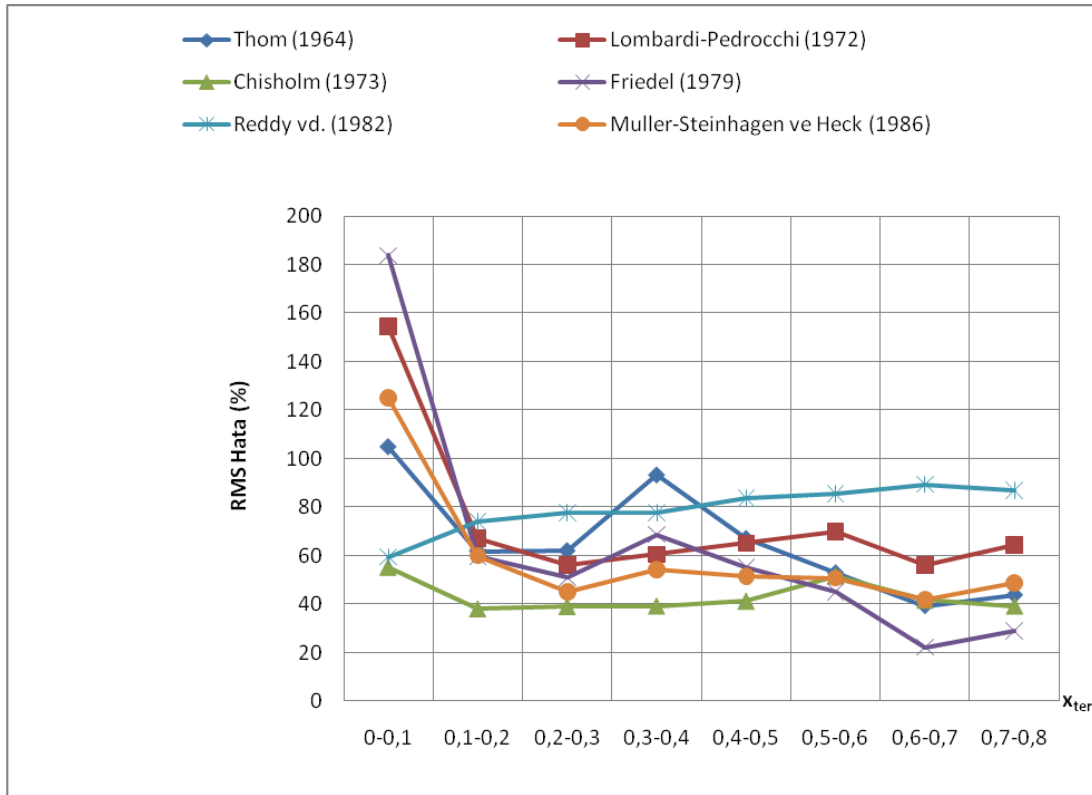
Şekil 8.3 : Tüm korelasyonlar için ortalama hataların kütleli akıya göre dağılımı.



Şekil 8.4 : Tüm korelasyonlar için RMS hataların kütleli akıya göre dağılımı.



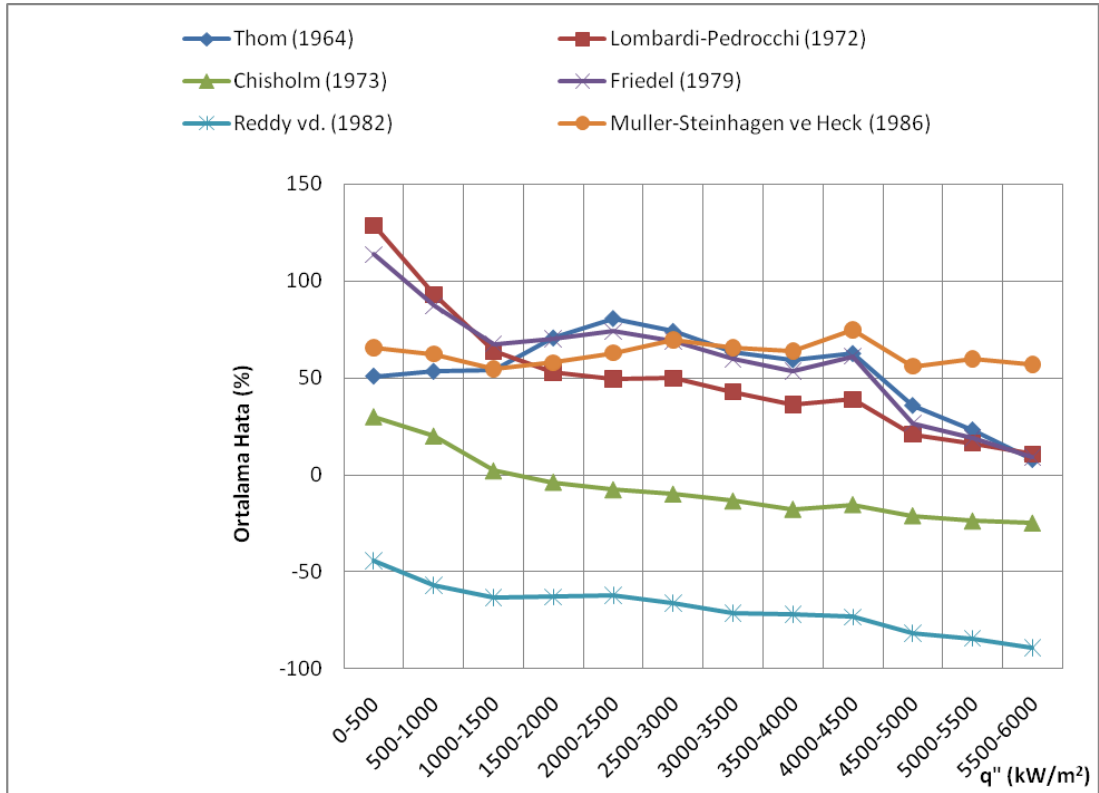
Şekil 8.5 : Tüm korelasyonlar için ortalama hataların termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



Şekil 8.6 : Tüm korelasyonlar için RMS hataların termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.

0-0,5 termodinamik kuruluk derecesi aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 0,5-0,8 termodinamik kuruluk derecesi aralığında ise Friedel (1979) korelasyonunun en az RMS hatasını verdiği Şekil 8.6'daki grafiklerden görülmektedir.

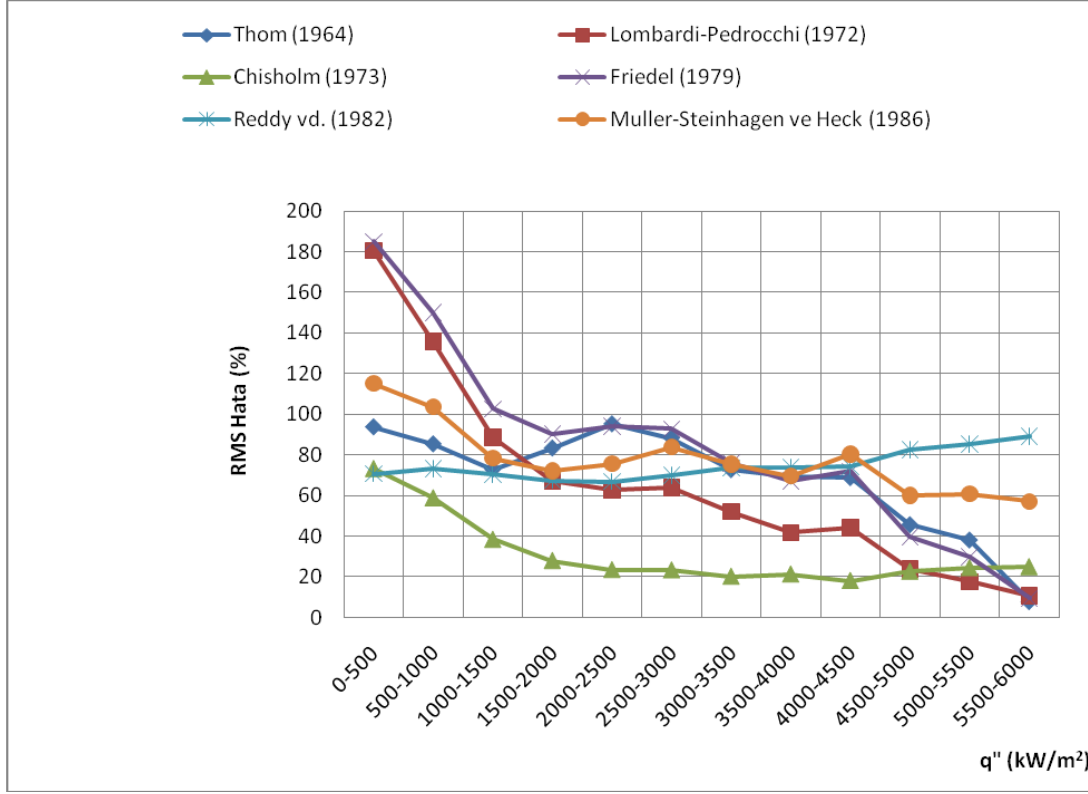
Isı akısına bağlı olarak tüm korelasyonlar için farklı 5 adet kaynaktan alınan ölçüm verilerinin seçim kriterlerini sağlayan 8145 adedinin ve bunların ölçümlerinin gerçekleştirildiği akış koşullarının gözönüne alınmasıyla hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı Şekil 8.7 ve Şekil 8.8'de gösterilmiştir.



**Şekil 8.7 :** Tüm korelasyonlar için ortalama hataların ısı akısına göre dağılımı.

0-4500 kW/m<sup>2</sup> ısı akısı aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 4500-6000 kW/m<sup>2</sup> ısı akısı aralığında ise Chisholm (1973) ve Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonlarının en az RMS hatasını verdiği Şekil 8.8'deki grafiklerde görülmektedir.

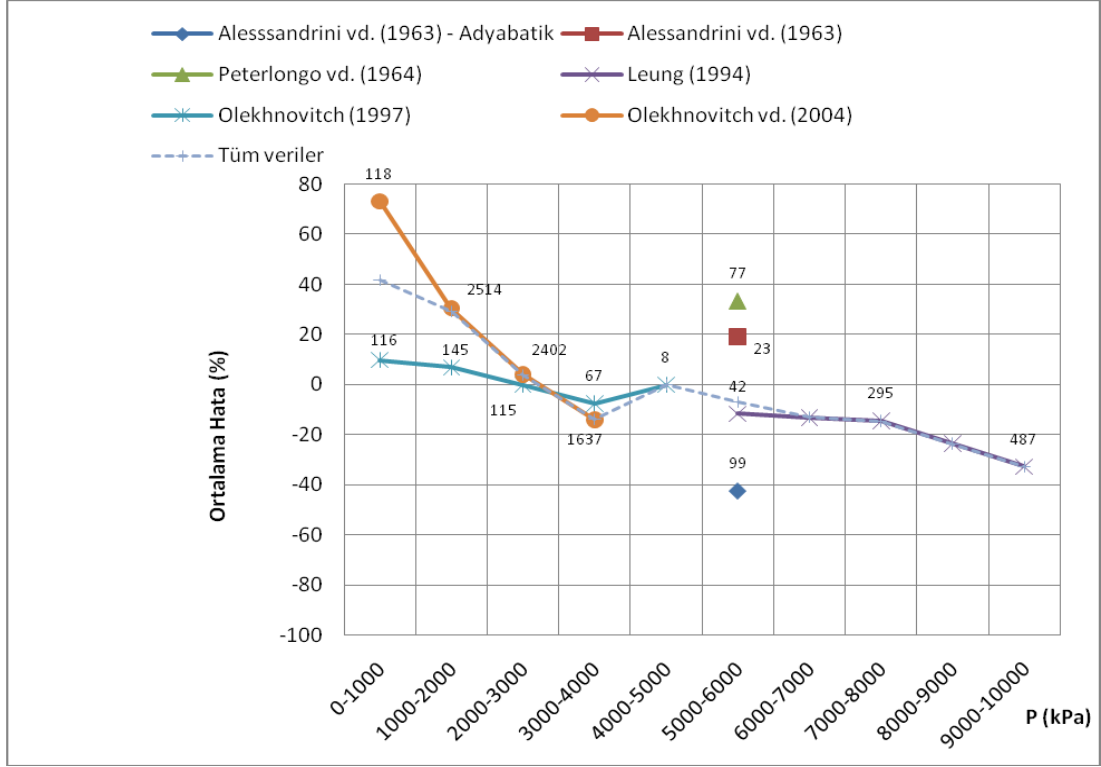
Her bir korelasyonun basınca, kütleli akıya, termodinamik kuruluk derecesine ve ısı akısına bağlı ortalama ve RMS hataları kullanılan veri sayıları ile birlikte **EK A.1**'de ayrıntılı bir şekilde sunulmuştur.



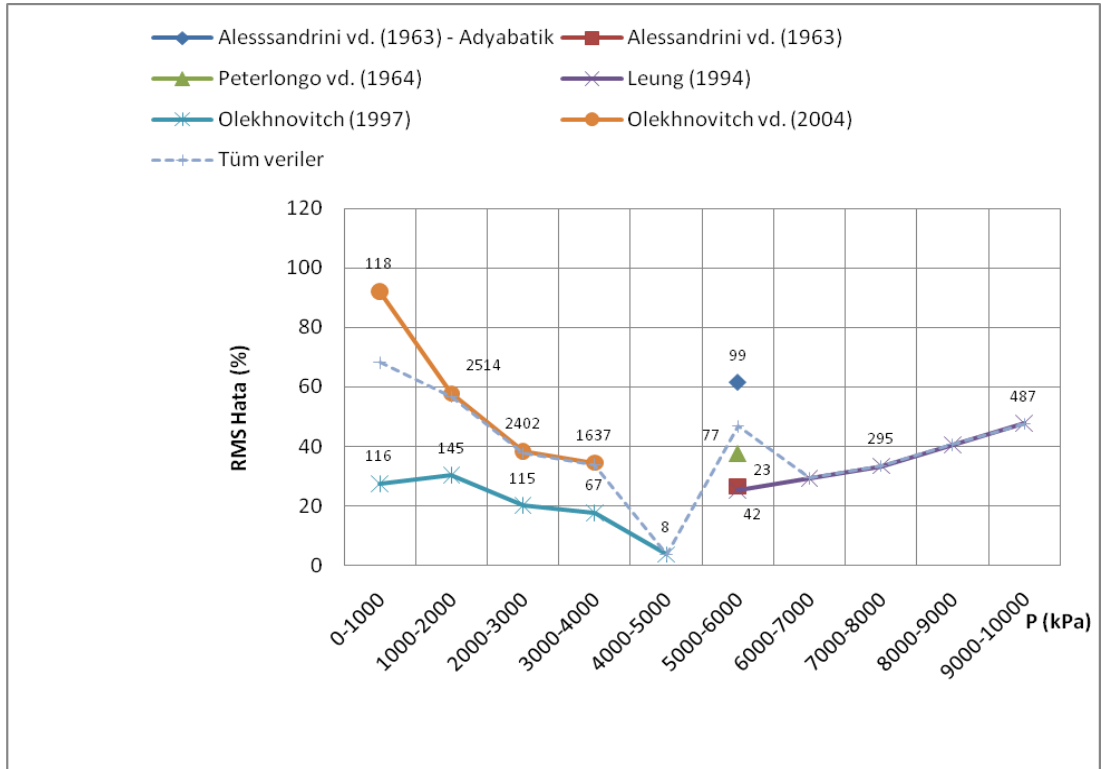
**Şekil 8.8 :** Tüm korelasyonlar için RMS hataların ısı akısına göre dağılımı.

Şekil 8.9 ve Şekil 8.10’da en az hata ile sonuç veren Chisholm (1973) korelasyonuna tüm verilerin karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı basınca bağlı olarak veri sayıları ile beraber gösterilmiştir.

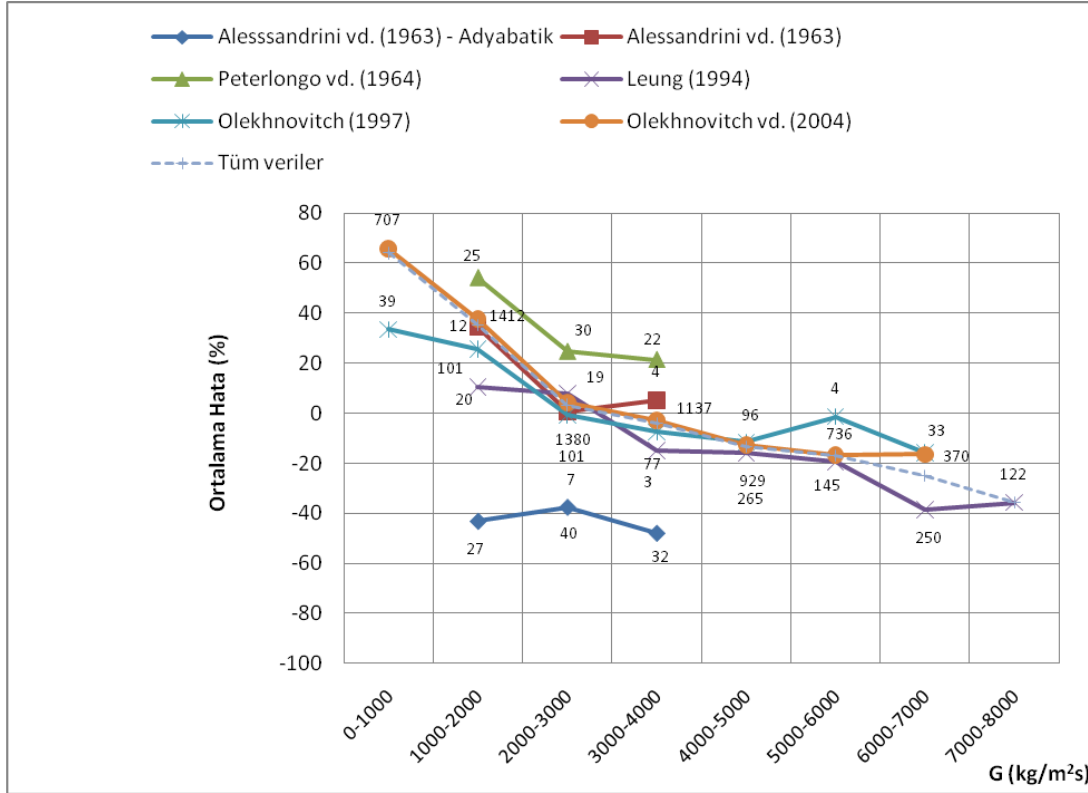
Şekil 8.10’a göre Alessandrini vd. (1963)’ün 99 adet adyabatik verisinin tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonuyla karşılaştırılması ile elde edilen ve kesik çizgiyle gösterilen grafikte 5000-6000 kPa basınç aralığında RMS hatanın sürekliliğini bozacak tarzda artmasına sebep olduğu görülmektedir.



Şekil 8.9 : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.



Şekil 8.10 : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının basınca göre dağılımı.



**Şekil 8.11 :** Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.

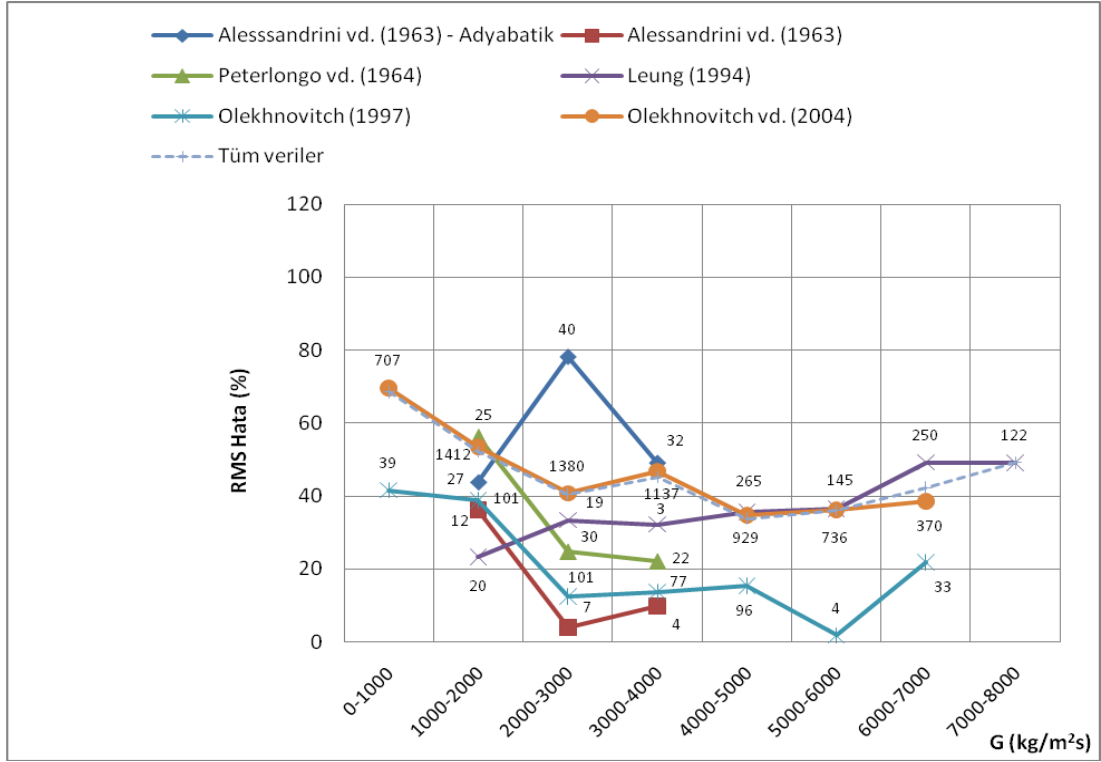
Şekil 8.11 ve Şekil 8.12’de en az hata ile sonuç veren Chisholm (1973) korelasyonuna tüm verilerin karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı kütleli akıya bağlı olarak veri sayıları ile beraber gösterilmiştir.

Şekil 8.11’e göre 1000-4000 kg/m<sup>2</sup>s kütleli akı aralığında Alessandrini vd. (1963)’ün 99 adet adyabatik verisinin uygun hatalar vermediği, özellikle Şekil 8.12’de 2000-3000 kg/m<sup>2</sup>s kütleli akı aralığında 40 adet adyabatik verisinin RMS hatasının çok fazla olduğu görülmektedir.

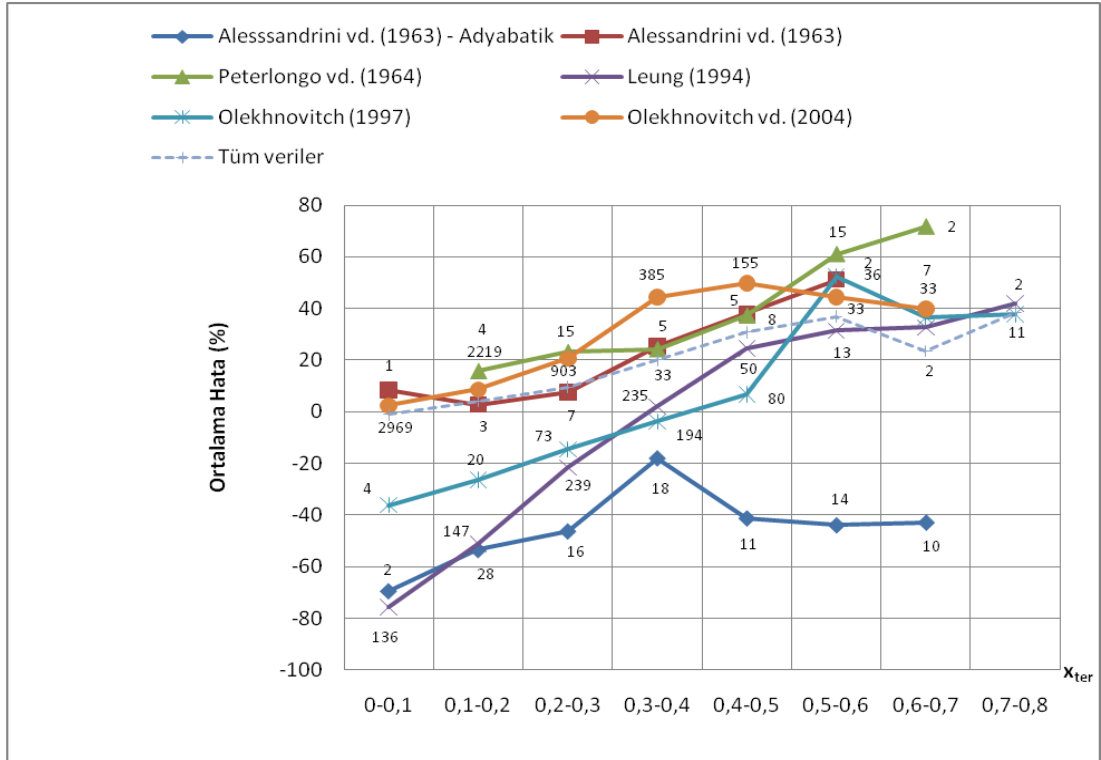
Şekil 8.13 ve Şekil 8.14’te en az hata ile sonuç veren Chisholm (1973) korelasyonuna tüm verilerin karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı termodinamik kuruluk derecesine bağlı olarak veri sayıları ile beraber gösterilmiştir.

Şekil 8.13’e göre 0,5-0,6 termodinamik kuruluk derecesi aralığında Olekhnovitch (1997) verilerinin normalden farklı (trend farklılığı) hata dağılımı verdiği görülmektedir. Şekil 8.14’e göre de 0,3-0,4 termodinamik kuruluk derecesi aralığında Alessandrini vd. (1963)’ün adyabatik verilerinin RMS hatalarının trend farklılığı gösterecek tarzda artıp azaldığı görülmektedir.

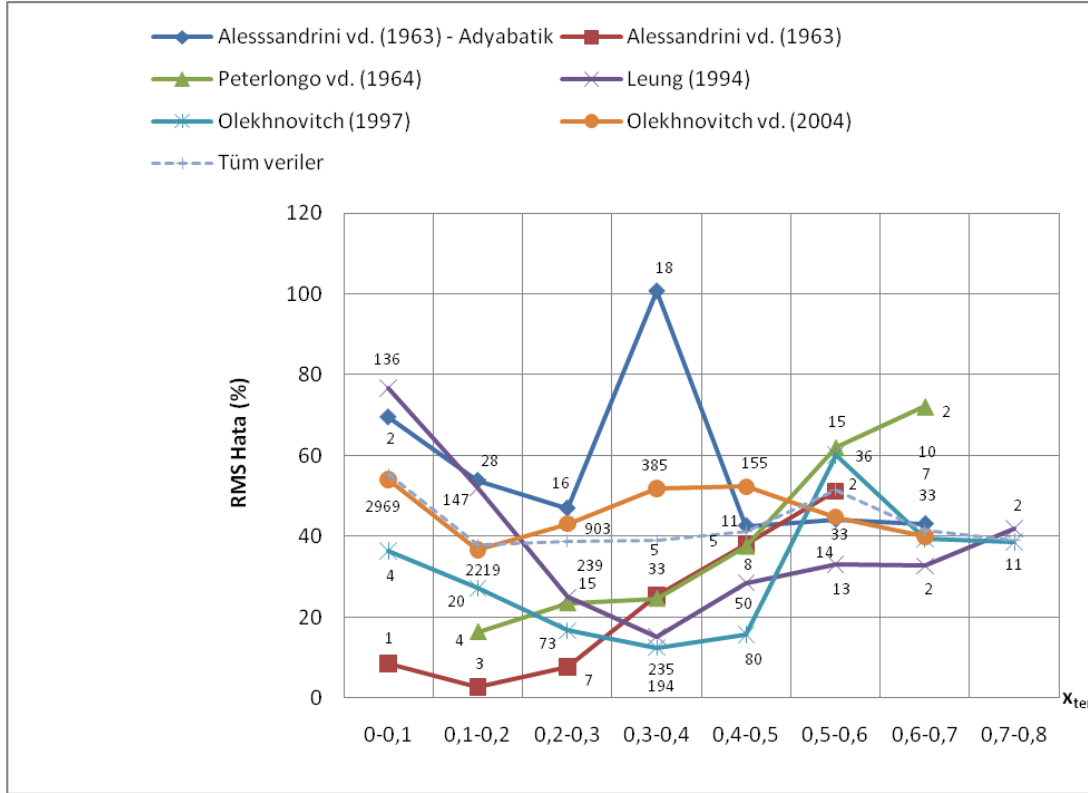




Şekil 8.12 : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



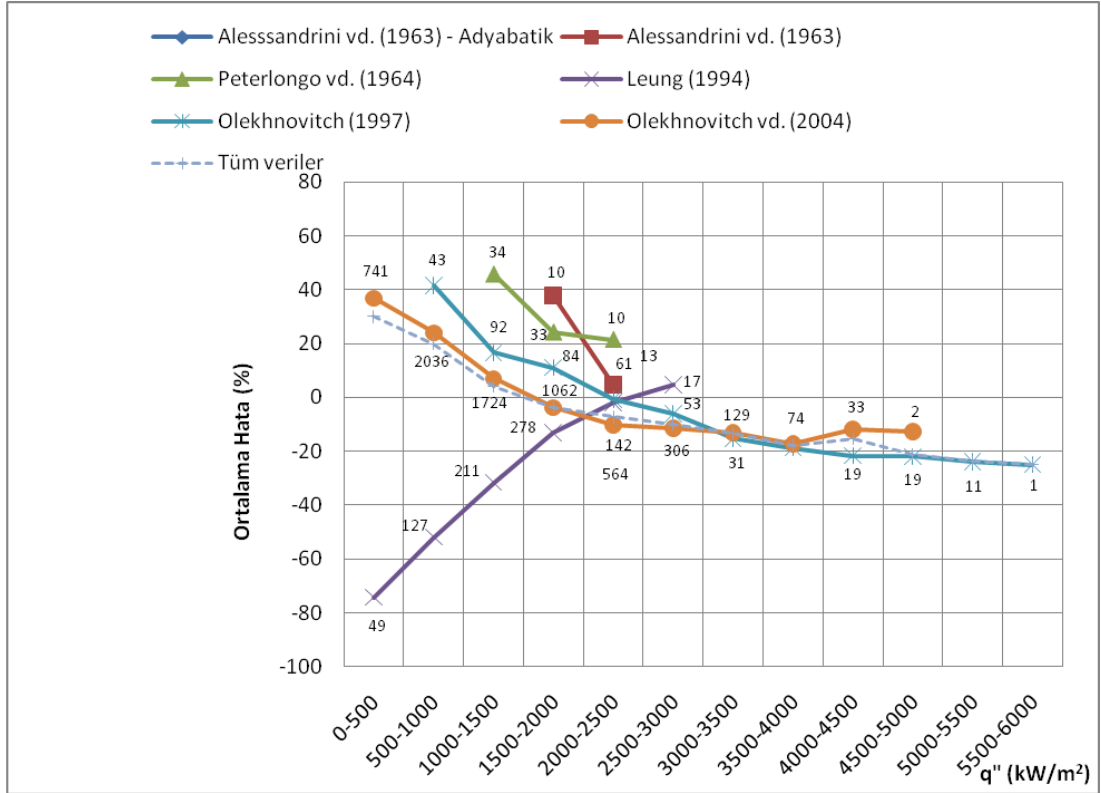
Şekil 8.13 : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



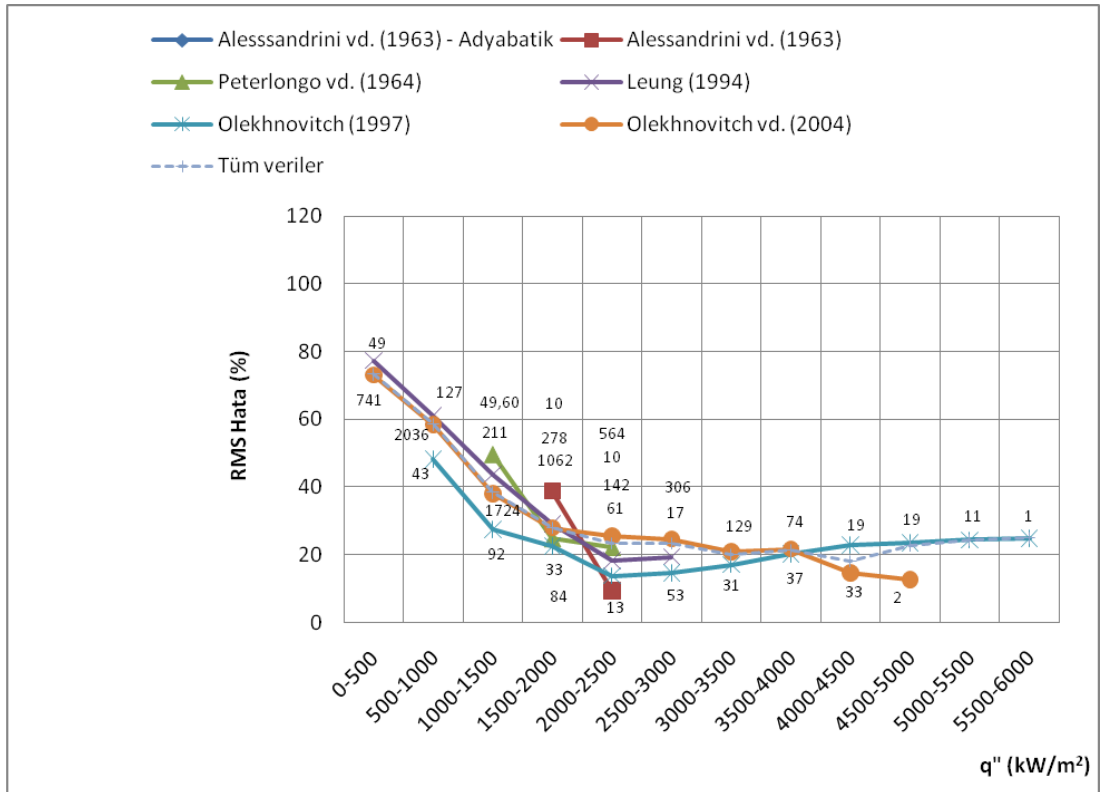
**Şekil 8.14 :** Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.

Şekil 8.15 ve Şekil 8.16'da en az hata ile sonuç veren Chisholm (1973) korelasyonuna tüm verilerin karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama ve RMS hataları dağılımı ısı akısına bağlı olarak veri sayıları ile beraber gösterilmiştir.

Şekil 8.15'den Leung (1994)'ün ısı akısına göre hata dağılımının diğer deneysel basınç düşümü ölçümü verilerine göre dağılımlardan farklı bir davranışa sahip olduğu görülmektedir.



Şekil 8.15 : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



Şekil 8.16 : Tüm verilerin Chisholm (1973) korelasyonunun karşılaştırılmasında hesaplanan RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



## 9. SONUÇLAR VE ÖNERİLER

Bu tez çalışmasında, sabit (homojen dağılmış) ısı akısıyla ısıtılmış düşey borularda iki-fazlı sürtünme çarpanının belirlenmesi için bir hesaplama yöntemi geliştirilmiş, literatürdeki sabit ısı akısıyla ısıtılmış düşey borularda sıvı su-buhar iki-fazlı akışı ile ilgili korelasyonlar belirlenmiş ve literatürde yer alan deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarından hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları aynı koşullardaki akışlar için korelasyonlardan elde edilenler ile karşılaştırılıp hata analizleri yapılmıştır.

Araştırmalar neticesinde literatürde yer alan korelasyonlar için genel olarak şu sonuçlara ulaşılmıştır:

- Chisholm (1973) korelasyonunun deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarına göre hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanına en yakın sonucu verdiği görülmüştür.
- Friedel (1979) ve Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonlarının deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarına göre hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanlarıyla kıyaslanmasında ise RMS hatalarının en yüksek olduğu görülmüştür. Friedel (1979) korelasyonunun 25.000'in üzerinde deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarına göre belirlenmesine rağmen yüksek RMS hata vermesinde farklı geometrilerde akan birçok akışkan bileşenlerinden yararlanılarak geliştirilmiş olmasının etkisi olduğu düşünülmektedir.

Korelasyonların hatalarının basınç, kütle akı, termodinamik kuruluk derecesi ve ısı akısına göre dağılımları irdelendiğinde şu sonuçlara ulaşılmıştır:

- 0-9000 kPa basınç aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 9000-10.000 kPa basınç aralığında Reddy vd. (1982) korelasyonunun daha küçük RMS hataları verdiği tespit edilmiştir.
- 0-2000 kg/m<sup>2</sup>s kütle akı aralığında Thom (1964) metodunun, 2000-7000 kg/m<sup>2</sup>s kütle akı aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 7000-8000 kg/m<sup>2</sup>s kütle akı aralığında ise Reddy vd. (1982) korelasyonunun daha

küçük RMS hataları verdiği tespit edilmiştir.

- 0-0,5 termodinamik kuruluk derecesi aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 0,5-0,8 termodinamik kuruluk derecesi aralığında ise Friedel (1979) korelasyonunun en küçük RMS hatalarını verdiği tespit edilmiştir.
- 0-4500 kW/m<sup>2</sup> ısı akısı aralığında Chisholm (1973) korelasyonunun, 4500-6000 kW/m<sup>2</sup> ısı akısı aralığında ise Chishom (1973) ve Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonlarının en küçük RMS hatalarını verdiği tespit edilmiştir.
- Thom (1964) metodu 416-1940 kg/m<sup>2</sup>s kütleli debi aralığında geliştirilmişken bu çalışmada da 0-2000 kg/m<sup>2</sup>s kütleli debi aralığında Thom (1964) metodu en az ortalama ve RMS hataları verdiği belirlenmiştir.
- Reddy vd. (1982) korelasyonu 2068 kPa ve üzeri için geliştirilmişken bu çalışmada da Reddy vd. (1982) korelasyonunun 0-2000 kPa basınç aralığında en çok ortalama ve RMS hataları verdiği, basınç arttıkça ortalama ve RMS hatanın azaldığı görülmüştür.
- Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu 1500-10.000 kPa basınç aralığında geliştirilmişken bu çalışmada da 0-2000 kPa basınç aralığında Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu en büyük ortalama ve RMS hataları vermiştir. Basınç arttıkça ortalama ve RMS hatanın azaldığı görülmüştür. Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu 500-5000 kg/m<sup>2</sup>s kütleli akı aralığında geliştirilmişken bu çalışmada Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun kütleli akının değişmesi ile ortalama hatasının azaldığı, RMS hatasının ise pek değişmediği görülmüştür.
- Basınç ve dinamik kuruluk derecesinin fonksiyonu olarak geliştirilen ve sonuçları çizelgeler halinde sunulan Thom (1964) metodunda ısıtılmış boruda sıvı su-buhar akışı için geliştirilen iki-fazlı sürtünme çarpanının adyabatik boru için geliştirilen iki-fazlı sürtünme çarpanından daha küçük değerlere sahip olduğu görülmüştür. Buna karşın, Tarasova vd. (1966) korelasyonuna göre ısıtılmış boruda iki-fazlı sürtünme çarpanının ısı akısı arttıkça ve kütleli akısı azaldıkça arttığı tespit edilmiştir.

Bu çalışmada elde edilen sonuçları literatürden elde edilen sonuçlarla karşılaştırdığımızda şu sonuçlara ulaşılmıştır:

- Literatürde belirtildiği gibi kritik ısı akısına yakın bölgelerde deneysel verilere sahip olunan Olekhovitch (1997)'de diğer veri setlerinden çok daha büyük iki-fazlı sürtünme çarpanları elde edilmiştir.
- Idsinga (1975), kendi deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları için karşılaştırmış olduğu 18 korelasyon içerisinde Thom (1964) metodunun en iyi sonucu verdiğini rapor etmiştir. Idsinga (1975), Thom (1964) metodunun ısıtılmış akış koşullarındaki RMS hatasını %42 olarak tespit etmiştir. Bu tez çalışmasında ise kullanılan 8145 adet deneysel basınç düşümü ölçümü verisiyle karşılaştırmalarda Thom (1964) metodunda %84 RMS hata tespit edilmiştir. Idsinga (1975), Chisholm (1973) korelasyonu için ısıtılmış akış koşullarında %48 RMS hatası hesapmış, Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu için ise %44 RMS hatası hesaplamıştır. Bu tez çalışmasında ise Chisholm (1973) korelasyonunda %45, Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunda ise % 107 RMS hata tespit edilmiştir.
- Leung (1994) yapmış olduğu deneysel araştırma sonucunda tam kuruma öncesi ısıtılmış borudaki akış koşullarında Reddy vd. (1982), Chisholm (1973) ve Beattie (1973)'nin halka şeklinde iç içe akış koşulu için geliştirmiş olduğu korelasyonların sırasıyla %15, %20 ve %25 RMS hataları verdiğini tespit etmiştir. Buna karşın, bu tez çalışmasında Tarasova vd. (1966) korelasyonu ile ısıtmanın etkisi de göz önüne alınarak Leung (1994)'ün basınç düşümü sonuçlarından Reddy vd. (1982) korelasyonu için %36 RMS hatası, Chisholm (1973) korelasyonu için ise %42 RMS hatası tespit edilmiştir. Leung (1994), Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu için %21 RMS hatası tespit ederken, bu çalışmada Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonu için %39 RMS hatası tespit edilmiştir. Thom (1964) metodu için Leung (1994) %31 RMS hatası hesaplamışken, bu çalışmada %103 RMS hata tespit edilmiştir. Friedel (1979) korelasyonu için Leung (1994) %33 RMS hatası hesaplamışken, bu çalışmada %93 RMS hatası tespit edilmiştir.

- Whalley (1980),  $\mu_s/\mu_g > 1000$  ve  $G > 100$  için Chisholm (1973) korelasyonunu,  $\mu_s/\mu_g > 1000$  ve  $G < 100$  için Martinelli-Nelson (1948) ve Lockhart-Martinelli (1949) korelasyonlarını,  $\mu_s/\mu_g < 1000$  için de Friedel (1979) korelasyonunu kullanmayı önermiştir (Quiben, 2005). Dinamik viskozitenin 1000'den büyük olması su için ancak çok küçük basınç değerlerinde gerçekleşmektedir. Bundan dolayı Whalley (1980)'in önerisi sıvı su-buhar akışı için karşılaştırılmamaktadır.

Tüm verilerin elde edildiği 8145 adet deneysel basınç düşümü ölçümü koşulları için homojen akış modeli kullanılarak hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları ile bu tez çalışmasında geliştirilen hesaplama yöntemi ve seçilen korelasyonlar kullanılarak hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanları arasında karşılaştırma yapılmış ve sonuçlar:

	<u>Ortalama hata</u>	<u>RMS hata</u>
Hesaplama yöntemi	%12,49	%42,96
Chisholm (1973)	%21,11	%75,27
Reddy vd. (1982)	%-64,62	%66,92
Thom (1964)	%66,82	%77,87
Muller-Steinhagen ve Heck (1986)	%59,69	%80,36
Friedel (1979)	%76,28	%80,00
Lombardi-Pedrocchi (1972)	%82,28	%104,41

şeklinde elde edilmiştir. Reddy vd. (1982) korelasyonunun karşılaştırılmasında ortalama hatanın negatif işaretli olması ve bunun diğer sonuçlarla trend olarak uyuşmaması da dikkate alınarak, bu karşılaştırma sonucunda homojen akış modeli kullanılarak hesaplanan iki-fazlı sürtünme çarpanlarına en yakın değerlerin bu tez çalışmasında geliştirilen hesaplama yöntemi ile elde edilenler olduğu ve bunu Chisholm (1973) korelasyonu ile elde edilen değerlerin izlediği sonucuna varılmıştır

Bu çalışmada kullanılan basınç düşümü ölçümü verileri yle ilgili şu sonuçlara ulaşılmıştır:

- Şekil 8.9-8.16'ya göre Alessandrini vd. (1963)'ün 99 adet adyabatik verisinin güvenilir olmadığı tespit edilmiştir.
- Şekil 8.15'ten Leung (1994)'ün hatalarının ısı akısına göre dağılımı diğer verilerdekinden farklı bir trendde davranış gösterdiği tespit edilmiştir.



Düşey ısıtılmış boruda iki-fazlı akışka sürtünme çarpanı için bu tezde irdelenen çalışmalara ek olarak ileride şu çalışmalar yapılabilir:

- Öncelikle, deneysel basınç düşümü ölçümü yapılabilecek deney düzeneği kurularak çok farklı akış koşullarında yeni basınç düşümü sonuçları elde edilebilir.
- Literatürden düşey ısıtılmış boruda deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları edinilerek daha fazla verilerle bu çalışma genişletilebilir.
- Literatürdeki diğer düşey ısıtılmış boruda iki-fazlı sürtünme çarpanı korelasyonları irdelenerek yeni korelasyonlar çalışmaya dahil edilebilir.
- Düşey ısıtılmış boruda sıvı su-buhar akışı deneysel basınç düşümü ölçümleri dışında farklı akışkan bileşenleri için yapılan deneysel basınç düşümü ölçüm sonuçları ve farklı akışkan bileşenleri için geliştirilmiş iki-fazlı sürtünme çarpanı korelasyonları irdelenebilir.
- Daha önce literatürde kritik ısı akısı için geliştirilen akışkandan akışkana modelleme çalışması iki-fazlı sürtünme çarpanı için de geliştirilerek sıvı su-buhar akışı dışında diğer akışkan bileşenlerinden elde edilen deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçlarından yararlanılabilir.
- Düşey ısıtılmış boruda deneysel basınç düşümü ölçümü sonuçları ve korelasyonlarından yararlanılarak bir tarama tablosu geliştirilebilir.



## KAYNAKLAR

- Ahmad, S. Y.**, 1969. Forced Convection Subcooled Boiling – Prediction of the Onset of Bubble Detachment. AECL unpublished report.
- Alessandrini, A., Peterlongo, G., Ravetta, R.**, 1963. R-86. Large scale experiments on heat transfer and hydrodynamics with steam-water mixtures: Critical heat flux and pressure drop measurements in round vertical tubes at the pressure of 51 kg/cm<sup>2</sup> abs.. CISE Report, No. 056.62.1-RDI, Milano.
- Aubé, F.**, 1996. Étude de la distribution axiale de la pression dans les écoulements diphasiques. Thèse de doctorat, École Polytechnique de Montréal, Canada.
- Baker, O.**, 1954. Design of pipe lines for simultaneous flow of oil and gas. *Oil and Gas J.*, July, 26.
- Bandel, J.**, 1973. Druckverlust und Wärmeübergang bei der Verdampfung siedender Kältemittel im durchströmten waagerechten Rohr. University of Karlsruhe, Thesis for the degree of Doctor of Philosophy.
- Baroczy, C. J.**, 1965. A Systematic Correlation for Two-Phase Pressure Drop. Paper Presented at the 8th National Heat-Transfer Conference, Los Angeles, California, August 8-11, AIChE Preprint 37.
- Beattie, D. R. H.**, 1973. A Note on the Calculation of Two-Phase Pressure Losses. *Nuclear Engineering and Design*, **25**, 395-402.
- Bennett, A. W., Hewitt, G. F., Kearsley, H. A., Keays, R. K. F. and Lacey P. M. C.**, 1965. Flow Visualization Studies of Boiling at High Pressure. AERE-R 4874.
- Bertoletti, S., Lesage, J., Lombardi, C., Peterlongo, G., Silvestri, M., Soldaine, G. and Weckermann, F.**, 1961. Heat Transfer and Pressure Drop with Steam-Water Spray: A Critical Survey of Experiments Performed at CISE from November 1, 1959-January 31, 1961. CISE R-36.
- Bhatti, M. S. and Shah, R. K.**, 1987. Turbulent and Transition Flow Convective Heat Transfer in Ducts, Handbook of Single-Phase Convective Heat Transfer (Editors : Kakaç, S., Shah, R. K. and Aung, W.), John Wiley & Sons Publication, New York.
- Chen, N. H.**, 1979. An Explicit Equation for Friction Factor in Pipe. *Industrial and Engineering Chemistry Fundamentals*, **Vol. 18, No. 3**, 296-297.
- Chexal, B., Lellouche, G., Horowitz, J., Healzer, J. and Oh, S.**, 1991. Chexal-Lellouche Void Fraction Correlation for Generalized Applications. NSAC-139.

- Chisholm, D.**, 1973. Pressure Gradients due to Friction During the Flow of Evaporating Two-Phase Mixtures in Smooth Tubes and Channels. *Int. J. Heat Mass Transfer*, **16**, 347-358.
- Cicchitti, A., Lombardi, C., Silvestri, M. and Soldani, G.**, 1960. Two-Phase Cooling Experiments: Pressure Drop, Heat Transfer and Burnout Measurements. *Energia Nucleare*, **Vol. 7, No. 6**, 407-425.
- Colebrook, C. F.**, 1939. Turbulent Flow in Pipes with Particular Reference to the Transition Region Between Smooth and Rough Pipe Laws. *J. of Inst. Civil Eng.*, **11**, 133.
- Collier, J. G. and Thome, J. R.**, 1996. Convective Boiling and Condensation. Oxford Science Publications, 3. edition.
- Davis, E. S.**, 1943. Heat Transfer and Pressure Drop in Annuli. *Trans. ASME*, **Vol. 65**, 755.
- Davis, E. S., and Anderson, G. H.**, 1966. The Incipience of Nucleate Boiling in Forced Convective Flow. *AIChE J.*, **Vol. 12, No. 4**, 774-780.
- Deissler, R. G.**, 1951. Analytical Investigation of Fully Developed Laminar Flow in Tubes with Heat Transfer with Fluid Properties Variable Along the Radius. NACA TN-2410.
- Dittus, F. W. and Boelter, L. M. K.**, 1930. Heat Transfer in Automobile Radiators of Tubular Type, Publications in Engineering, University of California, Berkeley, p. 443.
- Dormer, T. Jr. and Bergles, A. E.**, 1964. Pressure Drop with Surface Boiling in Small-Diameter Tubes. MIT Report No. 8767-31.
- Dukler, A. E., Wicks, M. and Cleveland, R. G.**, 1964. Frictional Pressure Drop in Two-Phase Flow: B. An Approach through Similarity Analysis. *AIChE J.*, **Vol. 10**, 44-51.
- Friedel, L.**, 1979. Improved Friction Pressure Drop Correlations for Horizontal and Vertical Two-Phase Pipe Flow. European Two-Phase Flow Group Meeting, Ispra, Italy, paper E2.
- Gaspari, G. P., Lombardi, C. and Peterlongo, G.**, 1964. Pressure Drops in Steam-Water Mixtures. CISE R-83.
- Gnielinski, V.**, 1976. New Equations for Heat and Mass Transfer in Turbulent Pipe and Channel Flow. *Int. Chem. Eng.*, **Vol. 16**, 125-127.
- Gregory, G. A. and Fogarasi, M.**, 1985. Alternate to Standart Friction Factor Equation. *Oil and Gas Journal*, **Vol. 83, No. 13**, 125-127.
- Groeneveld, D. C., Shan, J. Q., Vasic, A. Z., Leung, L. K.-H., Durmayaz, A., Yang, J., Cheng, S. C. and Tanase, A.**, 2006. The 2006 CHF look-up table. *Nuclear Engineering and Design*, **237**, 1909-1922.
- Hewitt, G. F.**, 1982. Pressure Drop, Handbook of Multiphase Systems, God Hetstroni.
- Hewitt, G. F.**, 1977. Flow Patterns, Two-Phase Flow and Heat Transfer (Editors: Butterworth, D. and Hewitt, G. F.), Oxford University Press.

- Hewitt, G. F. and Hall-Taylor, N. S.**, 1970. Annular Two-Phase Flow. Pergamon Press, Oxford.
- Hewitt, G. F. and Roberts, D. N.**, 1969. Studies of Two-Phase Flow Patterns by Simultaneous X-Ray and Flash Photography. AERE-M 2159, HMSO.
- Idsinga, W.**, 1975. An assessment of two-phase pressure drop correlations for steam-water systems. Massachusetts Institute of Technology, USA, Thesis for the degree of Doctor of Philosophy.
- Jens, W. H. and Lottes, P. A.**, 1951. Analysis of Heat Transfer, Burnout, Pressure Drop and Density Data for High-Pressure Water. ANL-4627.
- Kohler, W. and Kastner, W.**, 1987. Two-Phase Pressure Drop in Boiler Tubes, Two-Phase Flow Heat Exchangers: Thermal-Hydraulic Fundamentals and Design (Editors: Kakac, S., Berglers, A. E. and Fernandes, E. O.) Kluwer Academic Publishers, 575-594.
- Kroeger, P. G. and Zuber, N.**, 1968. An Analysis of the Effects of Various Parameters on the Average Void Fractions in Subcooled Boiling. *Int. J. Heat Mass Transfer*, **11**, 211-233.
- Lahey, R. T. and Moody, F. J.**, 1977. The Thermal-Hydraulics of a BWR. ANS.
- Leung, L. K.-H.**, 1994. A model for predicting the pressure gradient along a heated channel during flow boiling. University of Ottawa, Canada, Thesis for the degree of Doctor of Philosophy.
- Leung, L. K.-H., Groeneveld, D. C., Teyssedou, A. and Aubé, F.**, 2004. Pressure drop for steam and water flow in heated tube. *Nuclear Engineering and Design*, **235**, 53-65.
- Levy, S.**, 1967. Forced Convection Subcooled Boiling Prediction of Vapour Volumetric Fraction. *Int. J. Heat and Mass Transfer*, **10**, 951-965.
- Lockhart, R. W. and Martinelli, R. C.**, 1949. Proposed correlation of data for isothermal two-phase, two-component flow in pipes. *Chemical Engineering Progress*, **45**, 39-48.
- Lombardi, C. and Pedrocchi, E.**, 1972. A Pressure Drop Correlation in Two-Phase Flow. *Energia Nucleare*, **19**, No. 2, 91-99.
- Martinelli, R. C. and Nelson, D. B.**, 1948. Prediction of pressure drop during forced-circulation boiling of water. *Transactions of the ASME*, **79**, 695-702.
- Maurer, L. A. and LeTourneau, B. W.**, 1963. Friction Factors for Fully Developed Turbulent Flow in Ducts With and Without Heat Transfer. ASME Paper 63-WA-98.
- McAdams, W. H., Woods, W. K. and Heroman, L. C.**, 1942. Vapourisation Inside Horizontal Tubes, 2: Benzene-Oil Mixtures. *Transactions of the ASME*, **64**, 193-200.
- Miropolskiy, Z. L., Shneerova, R. I., Karamysheva, A. I.**, 1971. Steam content with forced flow of steam-water mixture with supply of heat and diabatic conditions. *Thermal Engineering*, **18**, 89-94.

- Moody, L. F.**, 1944. Friction Factors for Pipe Flow. *Trans. ASME*, Vol. 66, 671-684.
- Muller-Steinhagen, H. and Heck, K.**, 1986. A Simple Friction Pressure Drop Correlation for Two-Phase Flow in Pipes. *Chemical Engineering Progress*, Vol. 20, No. 6, 297-308.
- Olekhnovitch, A.**, 1997. Étude de flux de chaleur critique à des pressions faibles. Thèse de doctorat, École Polytechnique de Montréal, Canada.
- Olekhnovitch, A., Teyssedou, A., Tye, P. and Felisari, R.**, 2004. An empirical correlation for calculating steam-water two-phase pressure drop in uniformly heated vertical round tubes. *International Journal of Multiphase Flow*, 31, 358-370.
- Owens, W. L.**, 1961. Two-Phase Pressure Gradient. *International Developments in Heat Transfer, Part II, Vol. 2, Paper 41*, 363-368.
- Owens, W. L. and Schrock, V. E.**, 1960. Local Pressure Gradients for Subcooled Boiling of Water in Vertical Tubes. *ASME Paper 60-WA-249*.
- Peterlongo, G., Ravetta, R., Riva, B., Rubiera, L. and Tacconi, F. A.**, 1964. R-122: Large scale experiments on heat transfer and hydrodynamics with steam-water mixtures: Further critical power and pressure drop measurements in round tubes with and without internal obstacles. CISE Report, No. 056.62.1-RDI, Milano.
- Petuchov, B. S.**, 1970. Heat Transfer and Friction in Turbulent Pipe Flow with Variable Physical Properties. *Advances in Heat Transfer* (Editors: J. P. Hartnett and T. F. Irvine), Academic, New York, 6, 504-564.
- Reddy, D. G., Sreepada, S. R. and Nahavandi, A. N.**, 1982. Two-Phase Friction Multiplier Correlation for High-Pressure Steam-Water Flow. EPRI Report NP-2522.
- Roshenow, W. M. and Clark, J. A.**, 1951. Heat Transfer and Pressure Drop Data for High Heat Flux Densities to Water at High Subcritical Pressures. 1951 Heat Transfer and Fluid Mechanics Institute, Stanford University Press, Stanford, California.
- Rouhani, S. Z.**, 1969. Subcooled Void Fraction. AB Atomenergi Report AE-RTV-841.
- Saha, P. and Zuber, N.**, 1974. Point of Net Vapour Generation and Vapour Void Fraction in Subcooled Boiling. *Proceedings of the 5<sup>th</sup> Int. Heat Transfer Conference*, Tokyo, 4, 175-179.
- Sieder, E. N. and Tate, G. E.**, 1936. Heat Transfer and Pressure Drop of Liquids in Tubes. *Industrial and Engineering Chemistry*, 28, 1429-1435.
- SteamTab Version 2.0**, 2003. ChemicalLogic SteamTab Companion Thermodynamic and Transport Properties of Water and Steam Version 2.0 (Based on the IAPWS-95 Formulation).
- Snoek, C. W. and Leung, L.K.-H.**, 1986. An Accurate Model for Pressure Drop Prediction in Multi-element CANDU Fuel Channels, *Proc. of the 5th Conference on Multiphase Flow and Heat Transfer*, Miami, Florida, Dec. 13-16, 193-205.

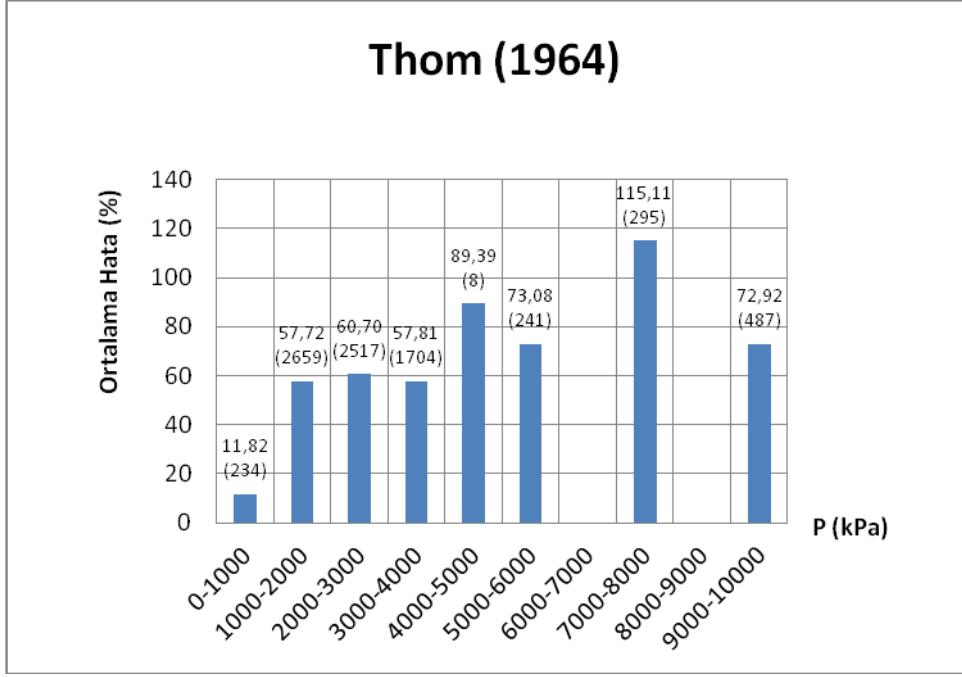
- Staub, F. W.**, 1967. The Void Fraction in Subcooled Boiling – Prediction of the Initial Point of Net Vapour Generation. *ASME Paper* 67-HT-36.
- Quiben, J. M.**, 2005. Experimental and Analytical Study of Two-Phase Pressure Drops during Evaporation in Horizontal Tubes, Ph.D. thesis. École Polytechnique Fédérale de Lausanne, Lausanne.
- Thom, J. R. S.**, 1964. Prediction of pressure drop during forced circulation boiling of water. *International Journal of Heat and Mass Transfer*, **7**, 709-724.
- Tarasova, N. V., Leont'ev, A. I., Hlopuskin, V. I. and Orlov, V. M.**, 1966. Pressure Drop of Boiling Subcooled Water and Steam-Water Mixture Flowing in Heated Channels. Proc. of the 3rd International Heat Transfer Conference, Chicago, USA, **Vol. 4**, 178-183.
- Wallis, G.**, 1969. One-dimensional Two-phase Flow. McGraw-Hill Book Company.
- Zivi, S. M.**, 1964. Estimation of Steady State Steam Void Fraction by Means of the Principle of Minimum Entropy Production. *J. Heat Transfer*, **86**, 247-252.
- Zuber, N. And Findlay, J. A.**, 1965. Average Volumetric Concentration in Two-Phase Flow Systems. *J. Heat Transfer*, **87**, 453-468.



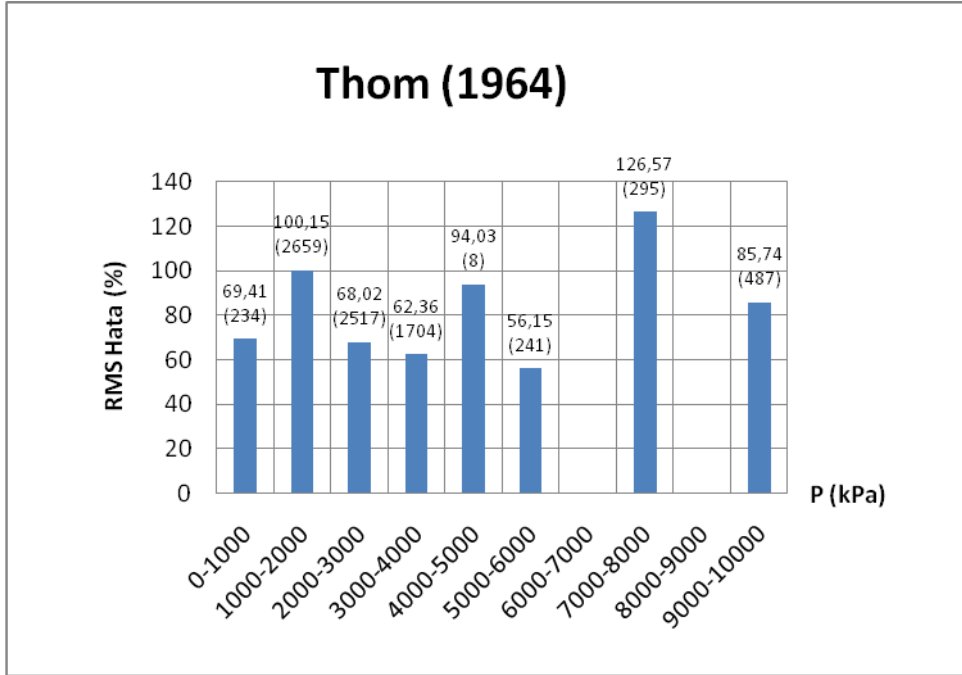


## **EKLER**

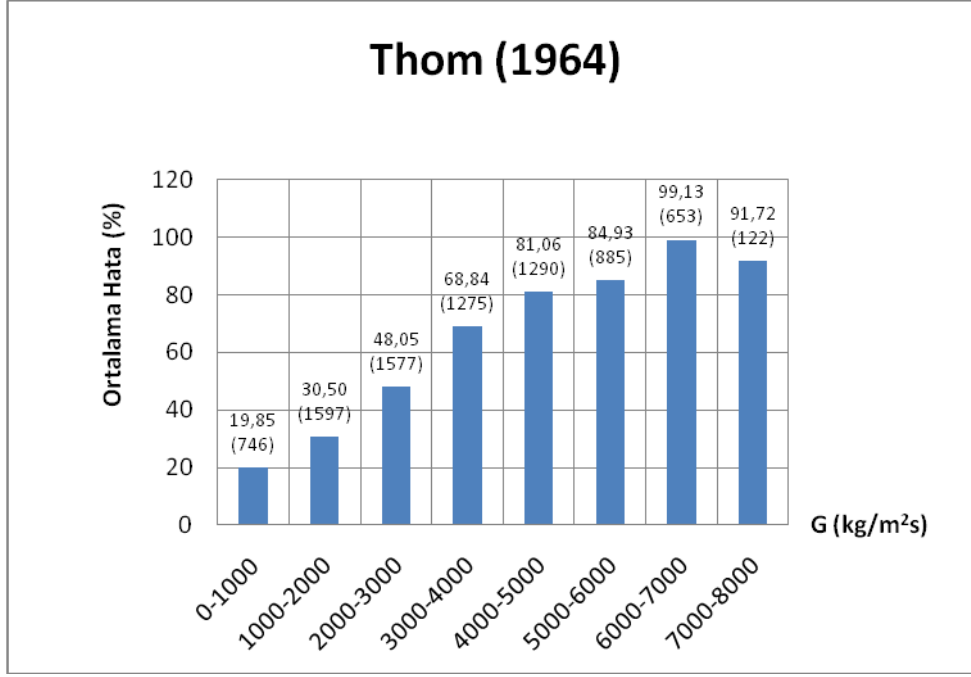
**EK A.1 :** Korelasyonların ortalama ve RMS hatalarının basınca, kütleli akıya, termodinamik kuruluk derecesine ve ısı akısına göre dağılımı.



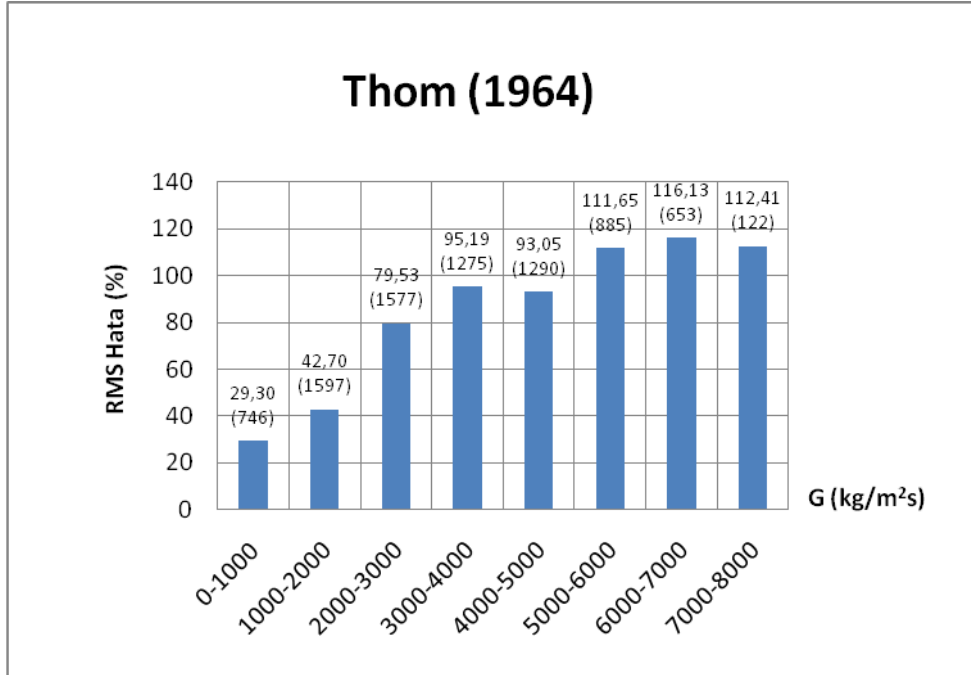
Şekil A.1 : Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.



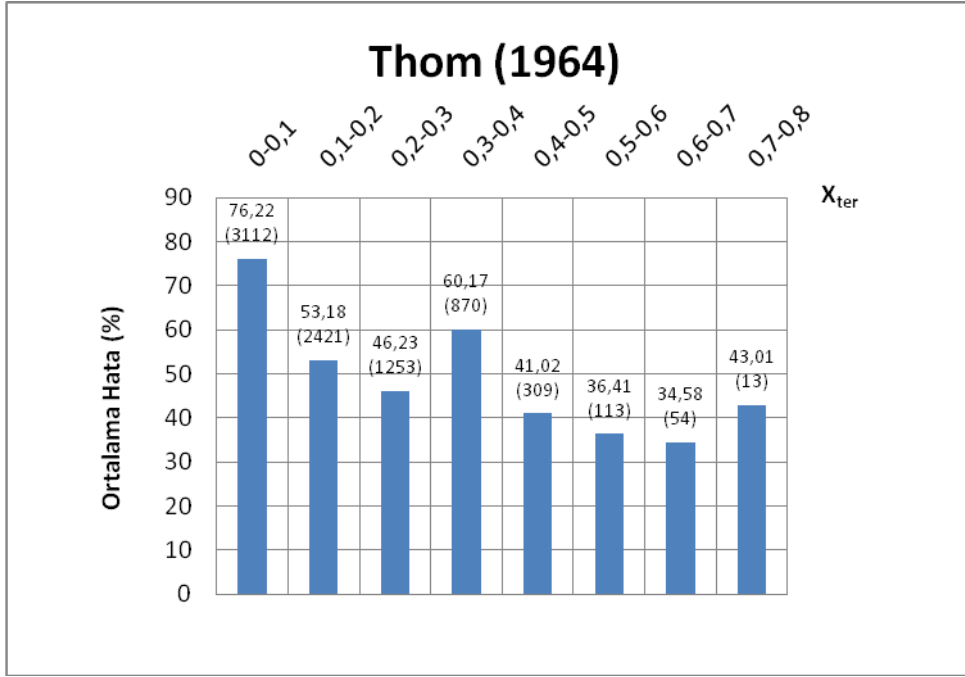
Şekil A.2 : Thom (1964) metodunun RMS hatalarının basınca dağılımı.



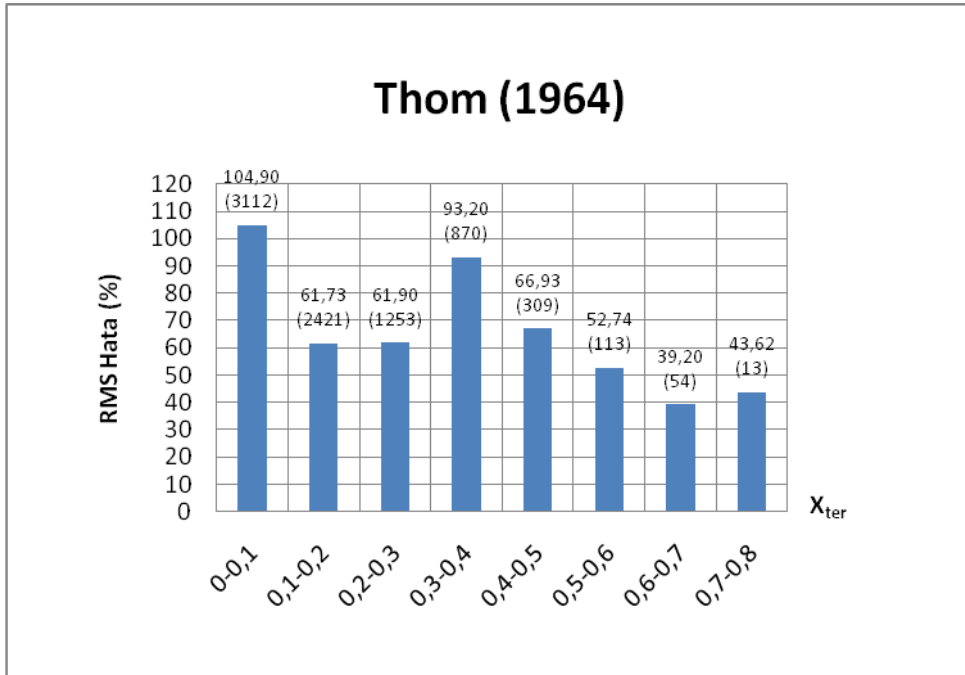
**Şekil A.3 :** Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının kütesel akıya göre dağılımı.



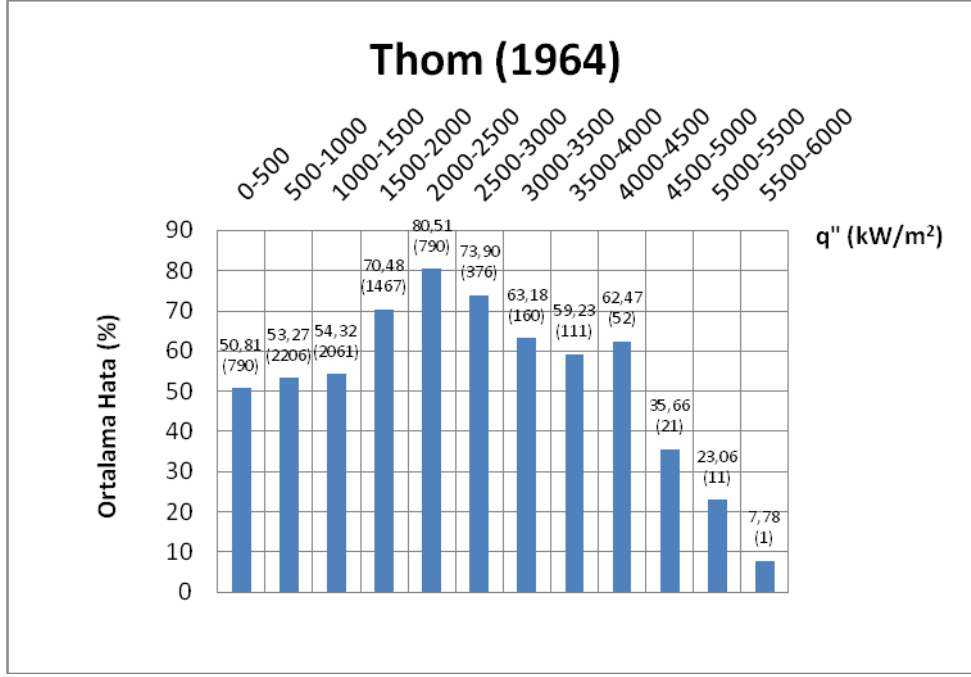
**Şekil A.4 :** Thom (1964) metodunun RMS hatalarının kütesel akıya göre dağılımı.



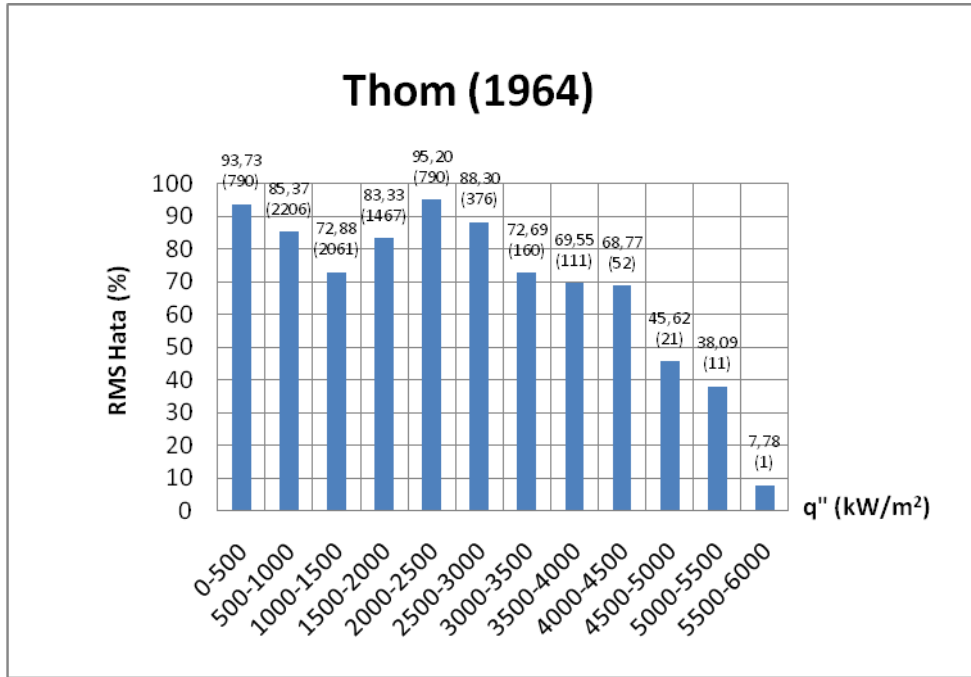
**Şekil A.5 :** Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



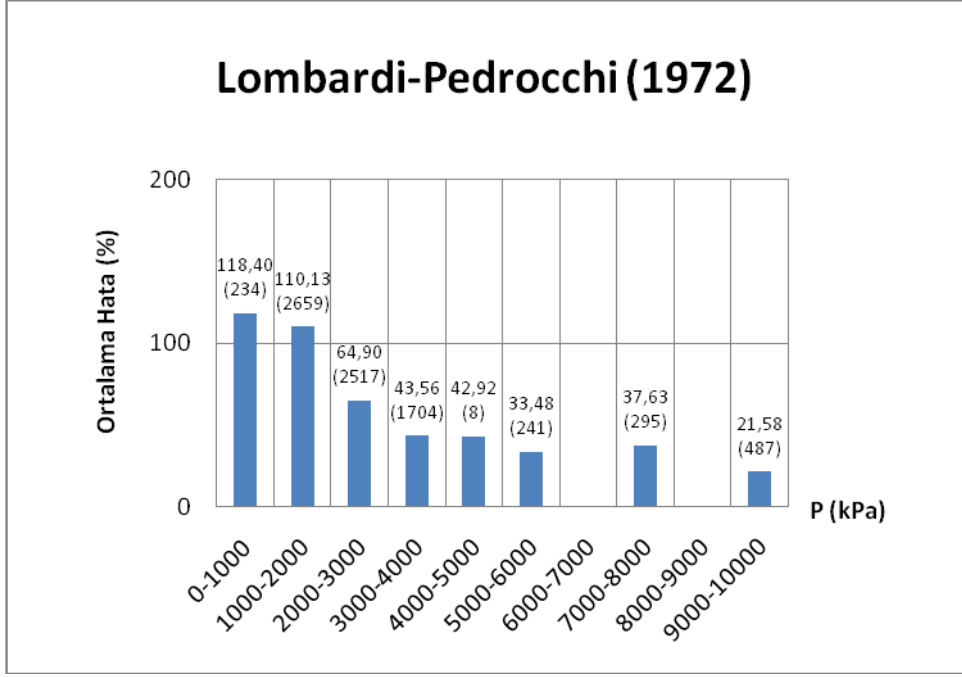
**Şekil A.6 :** Thom (1964) metodunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



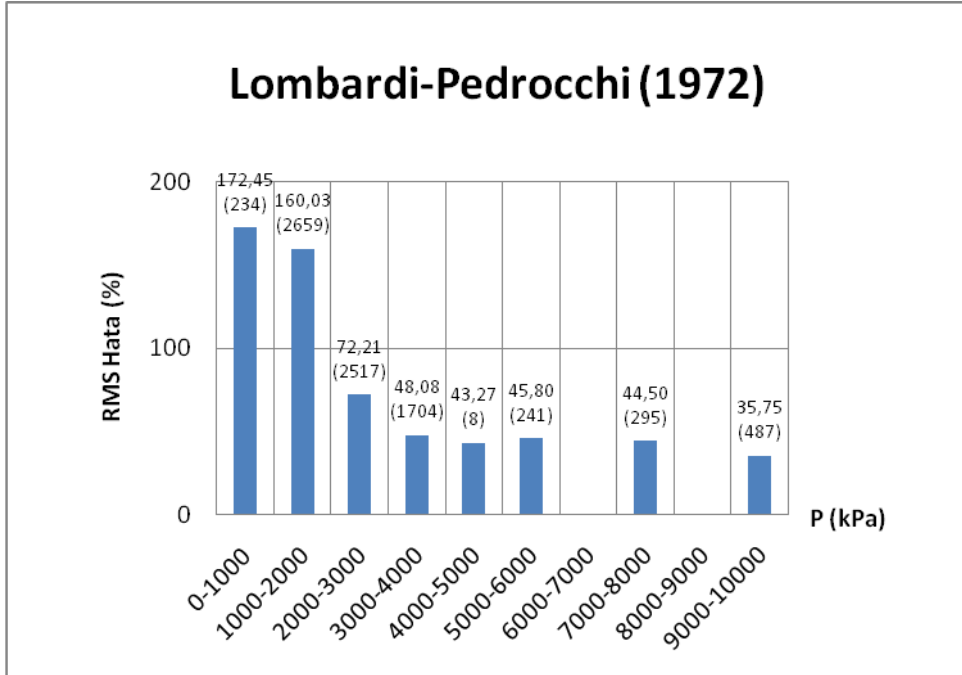
Şekil A.7 : Thom (1964) metodunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



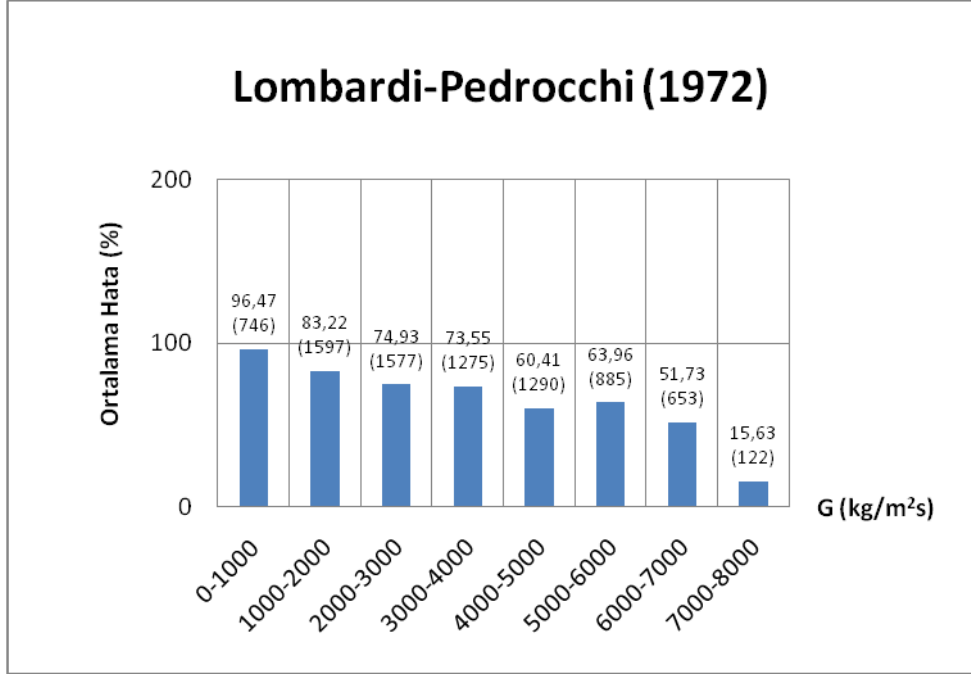
Şekil A.8 : Thom (1964) metodunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



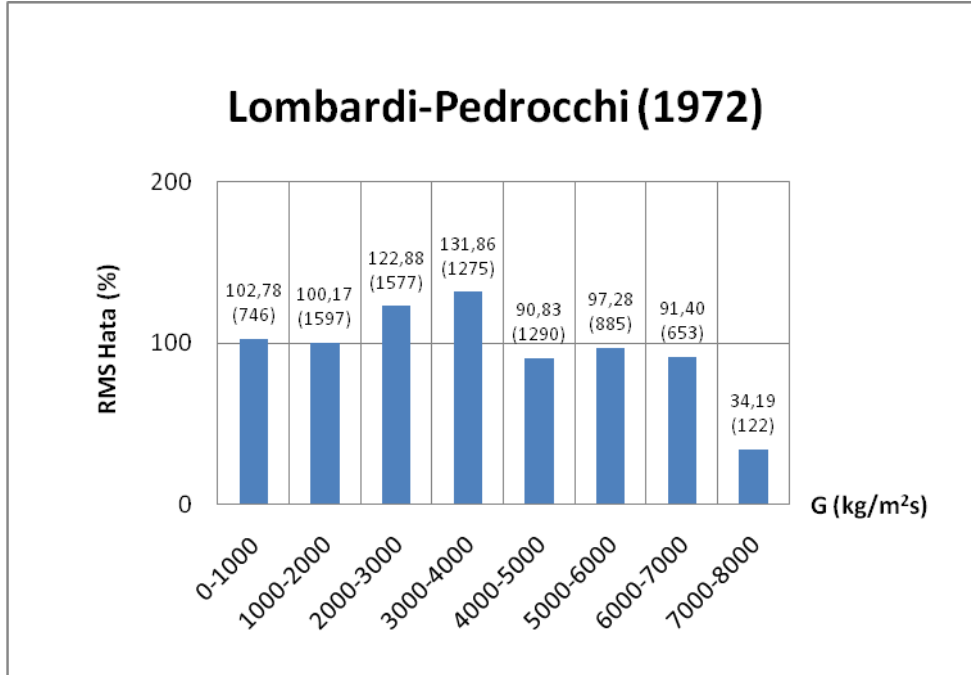
Şekil A.9 : Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.



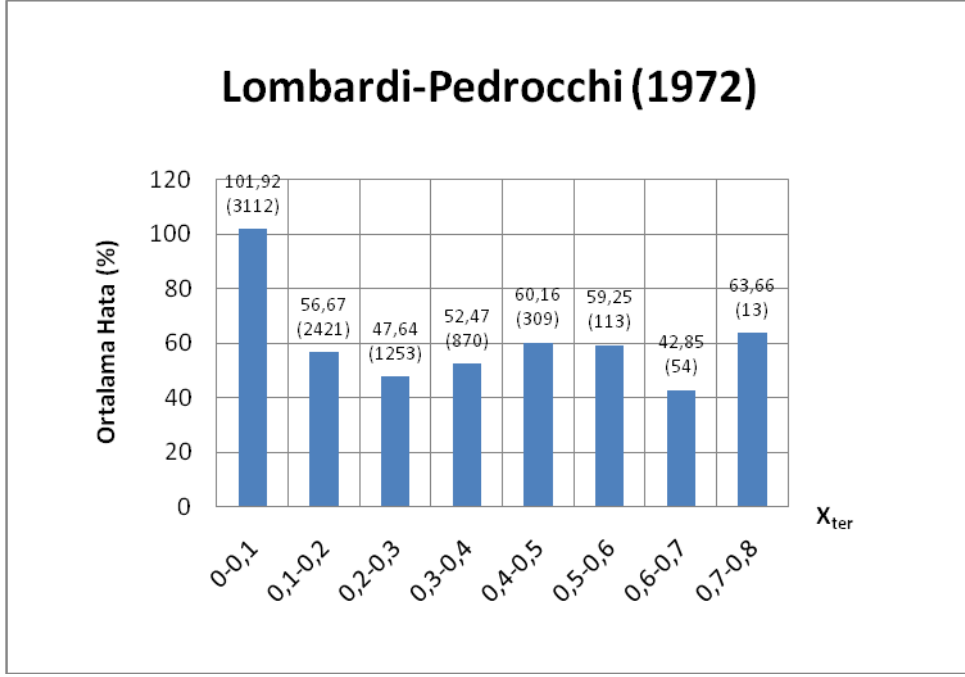
Şekil A.10 : Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı.



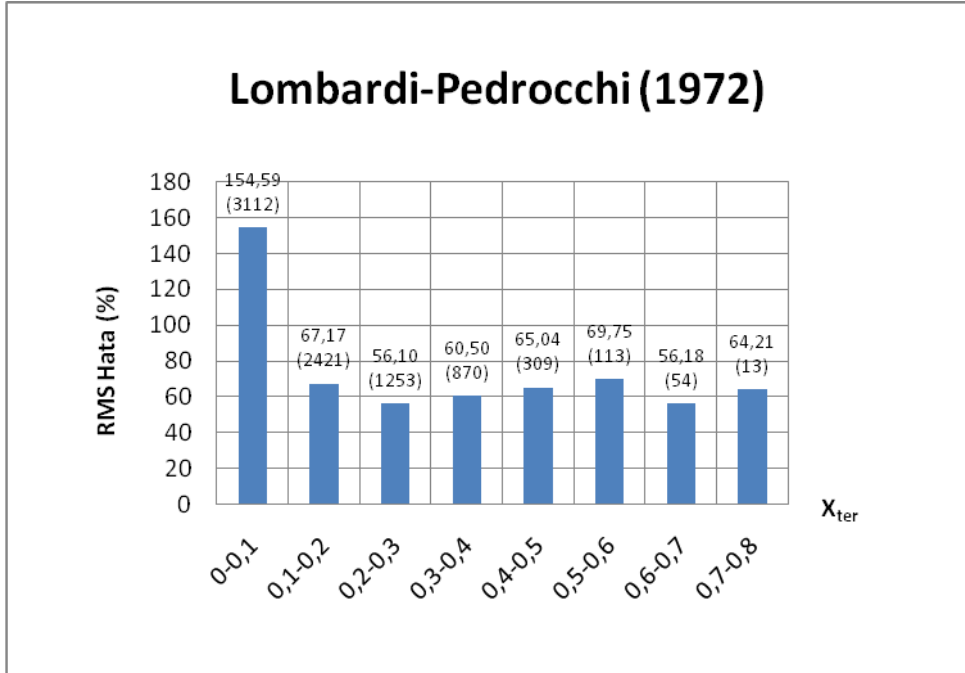
Şekil A.11 : Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



Şekil A.12 : Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.

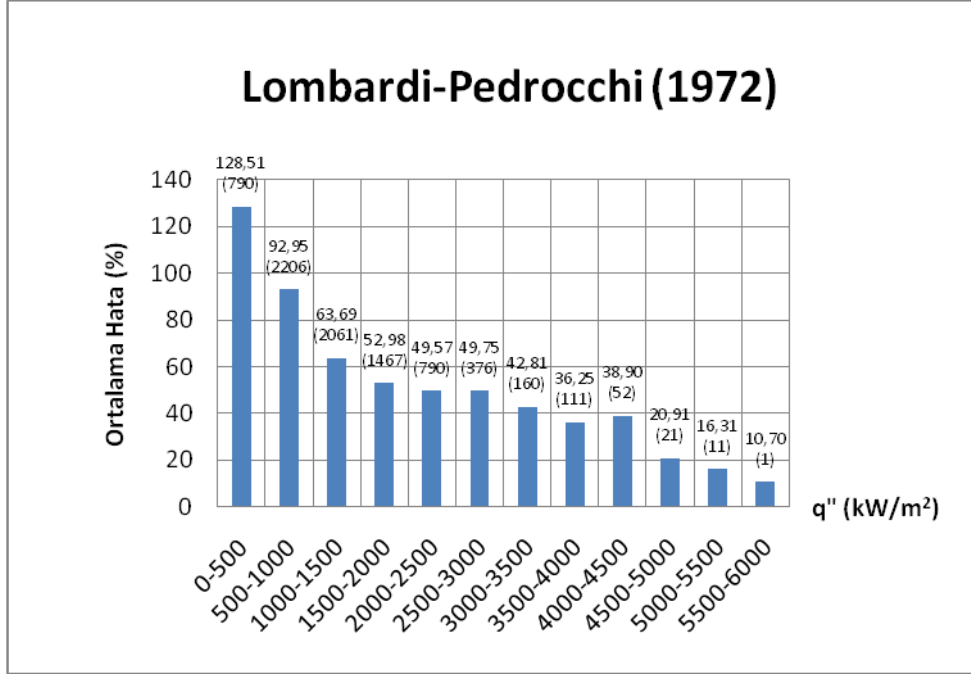


**Şekil A.13 :** Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.

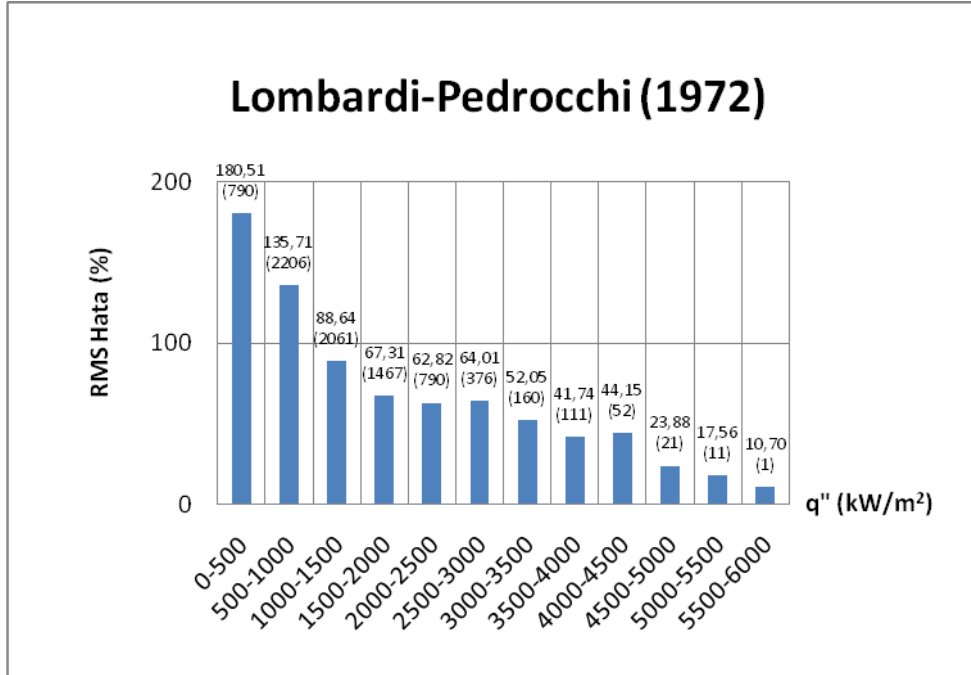


**Şekil A.14 :** Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.

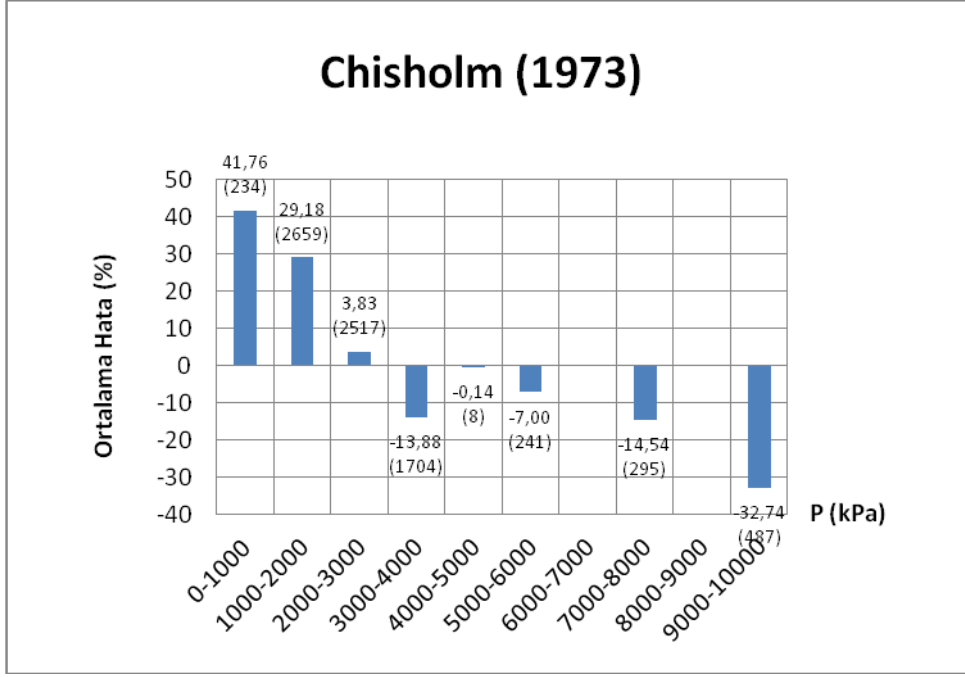




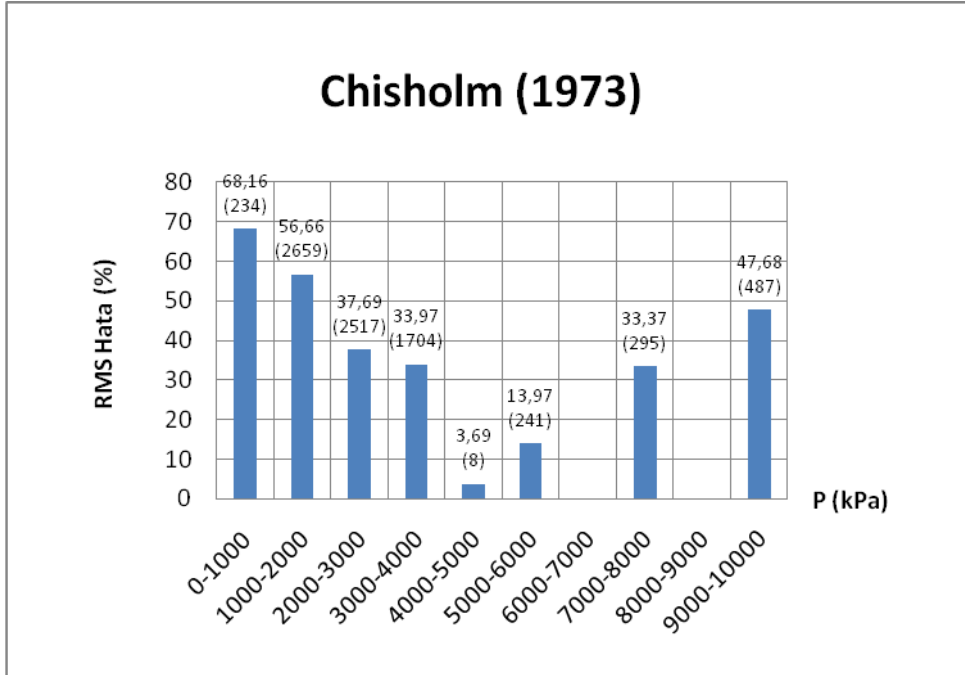
Şekil A.15 : Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



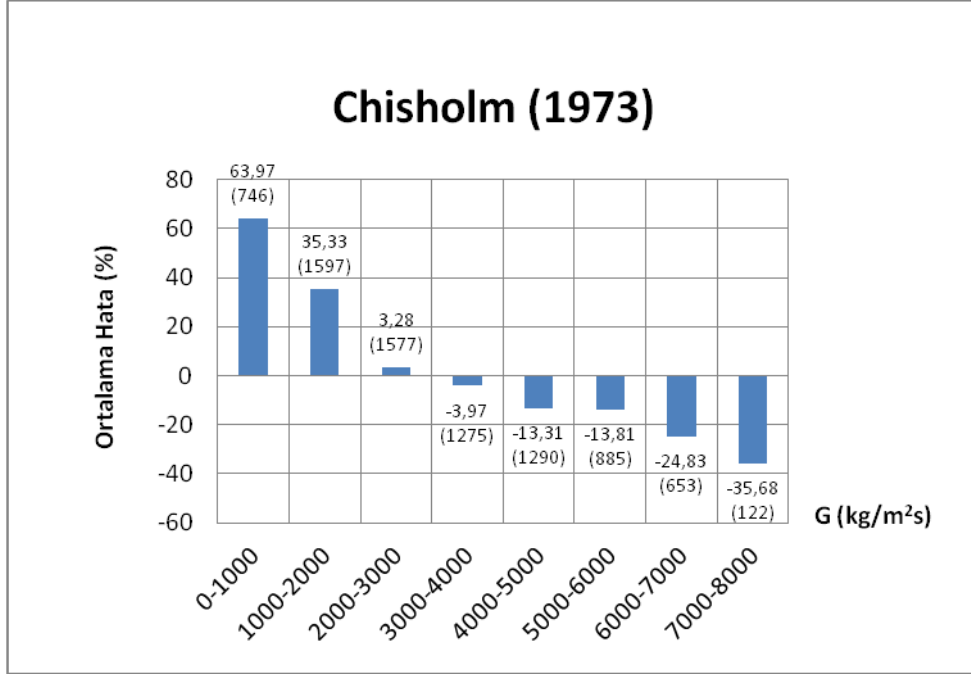
Şekil A.16 : Lombardi-Pedrocchi (1972) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



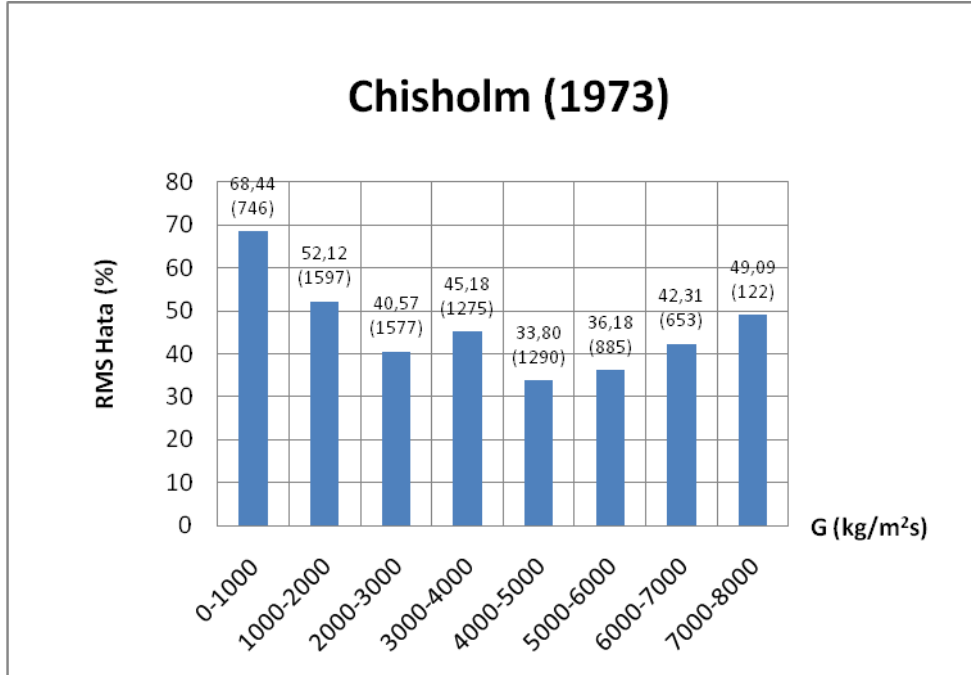
Şekil A.17 : Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.



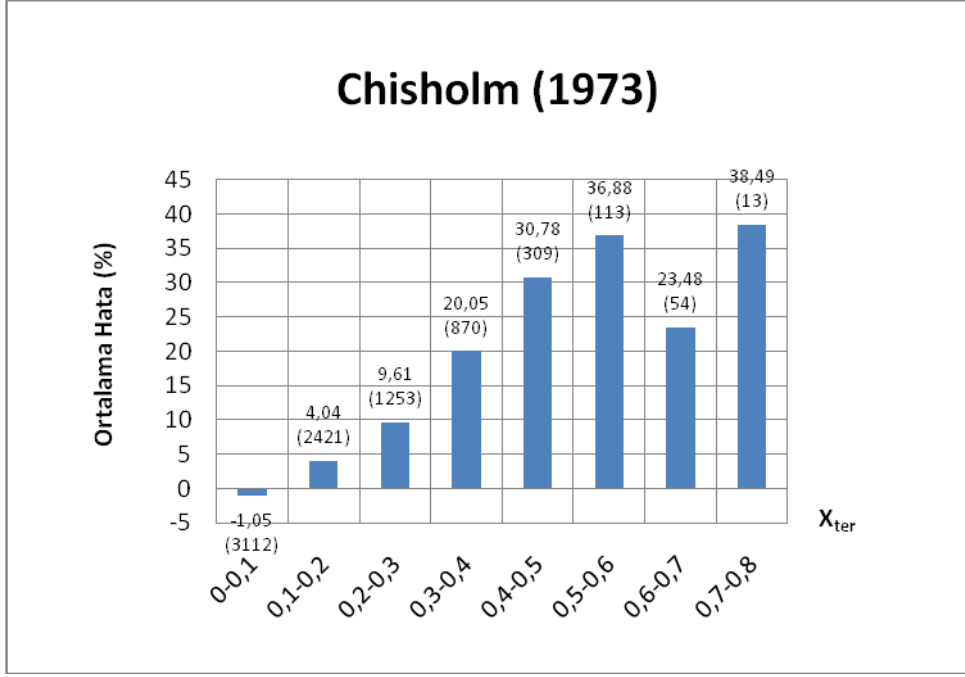
Şekil A.18 : Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı.



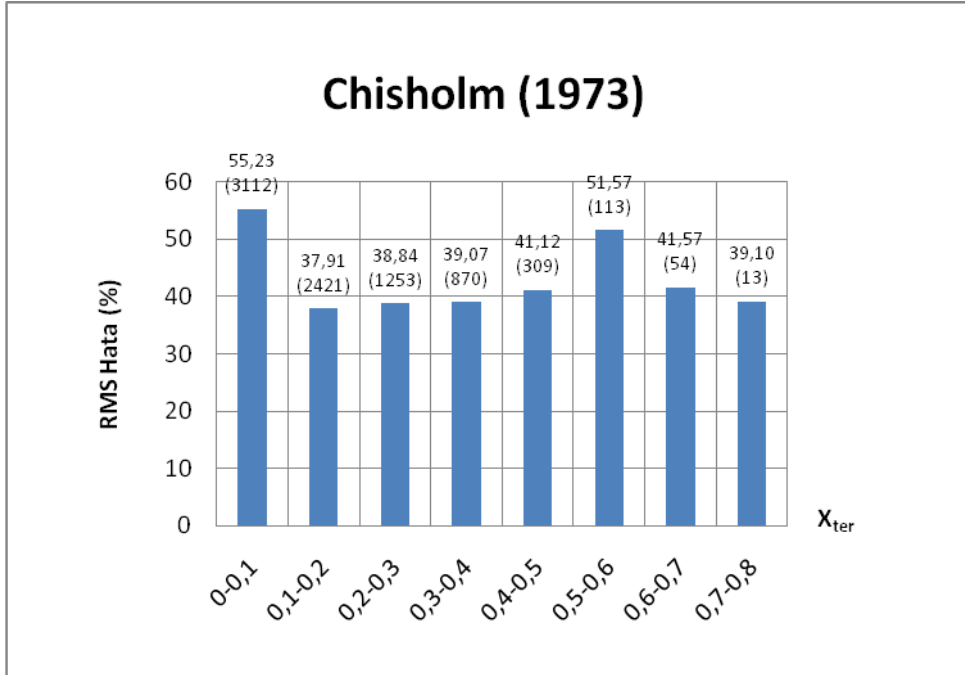
Şekil A.19 : Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



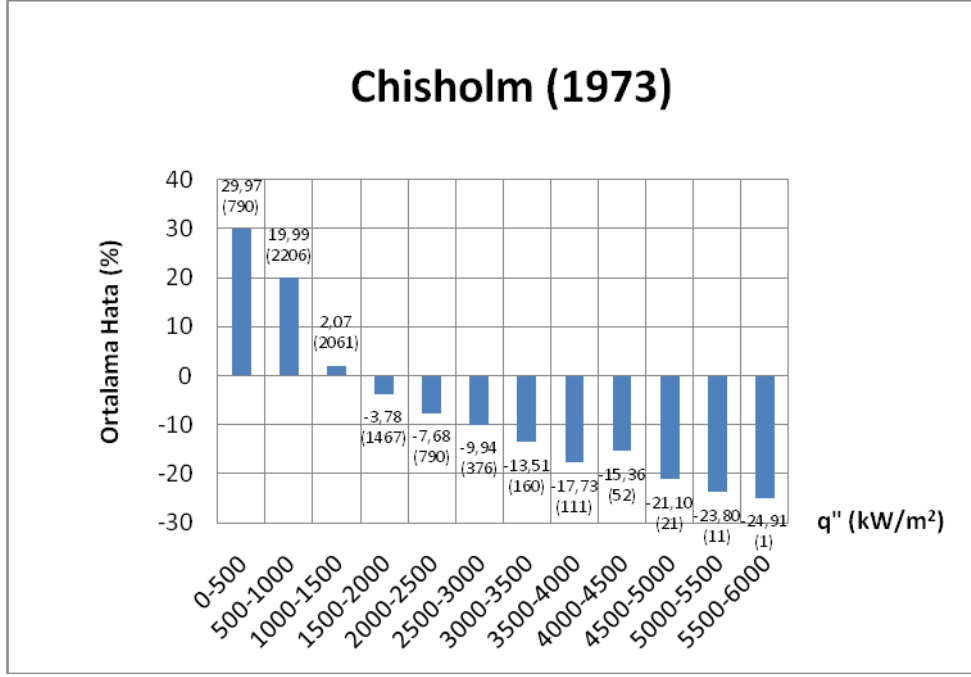
Şekil A.20 : Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



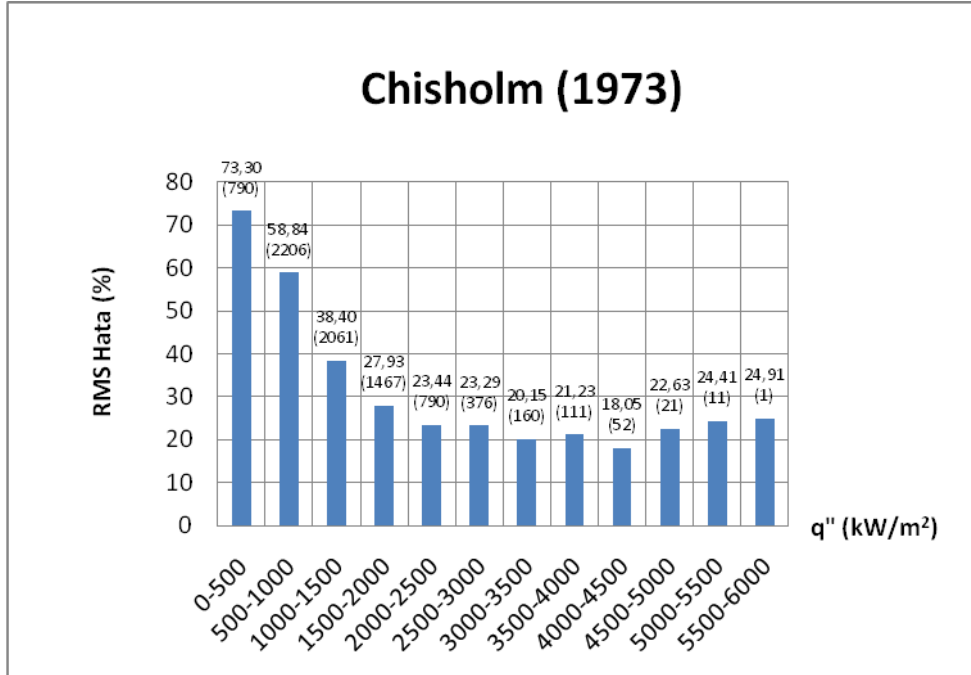
**Şekil A.21 :** Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



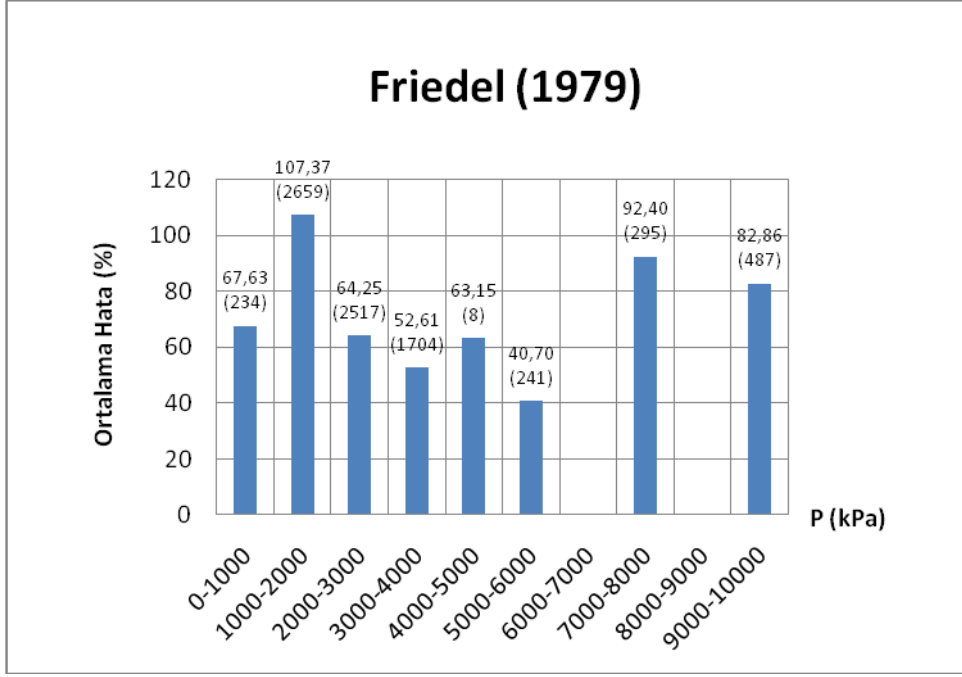
**Şekil A.22 :** Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



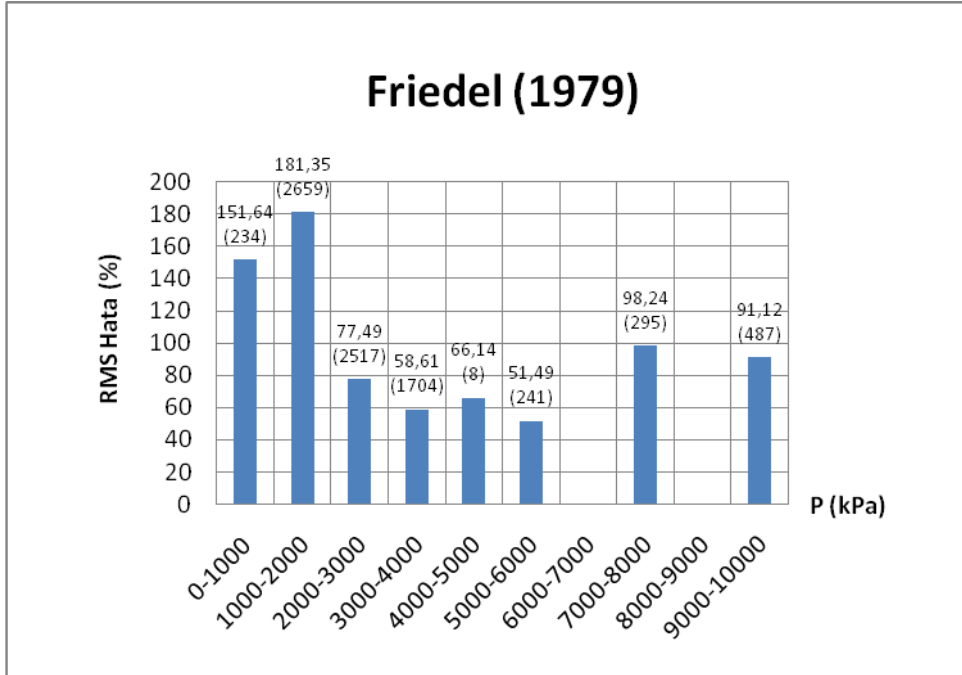
Şekil A.23 : Chisholm (1973) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



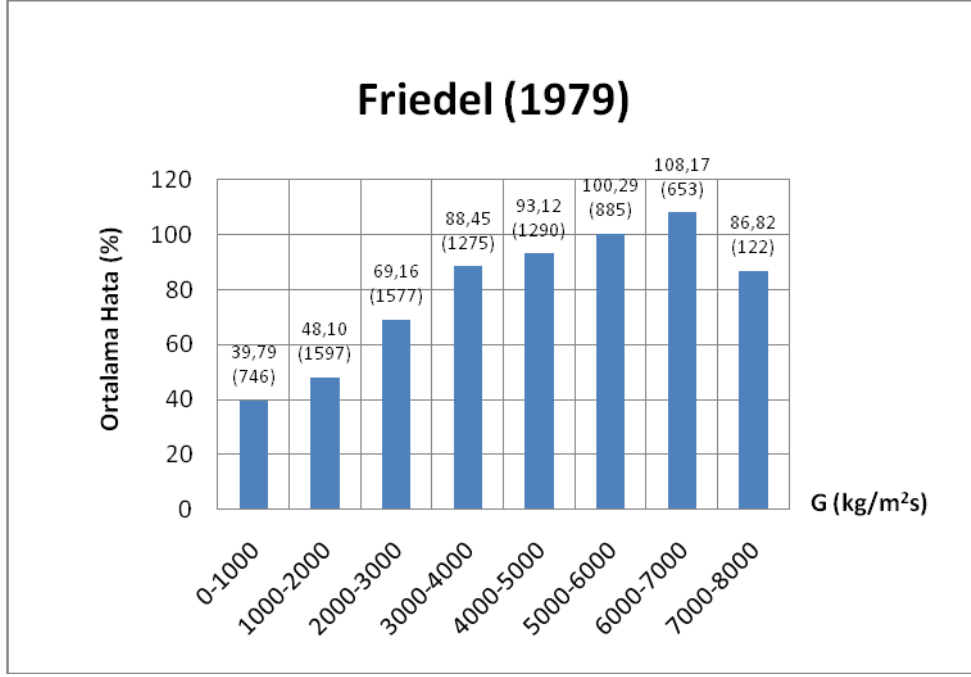
Şekil A.24 : Chisholm (1973) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



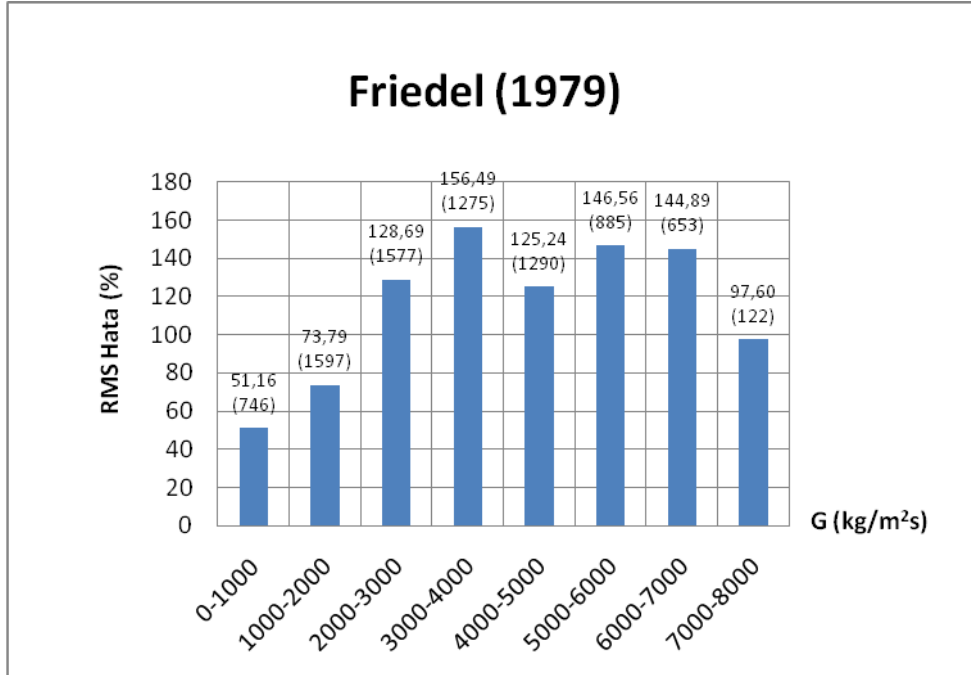
Şekil A.25 : Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.



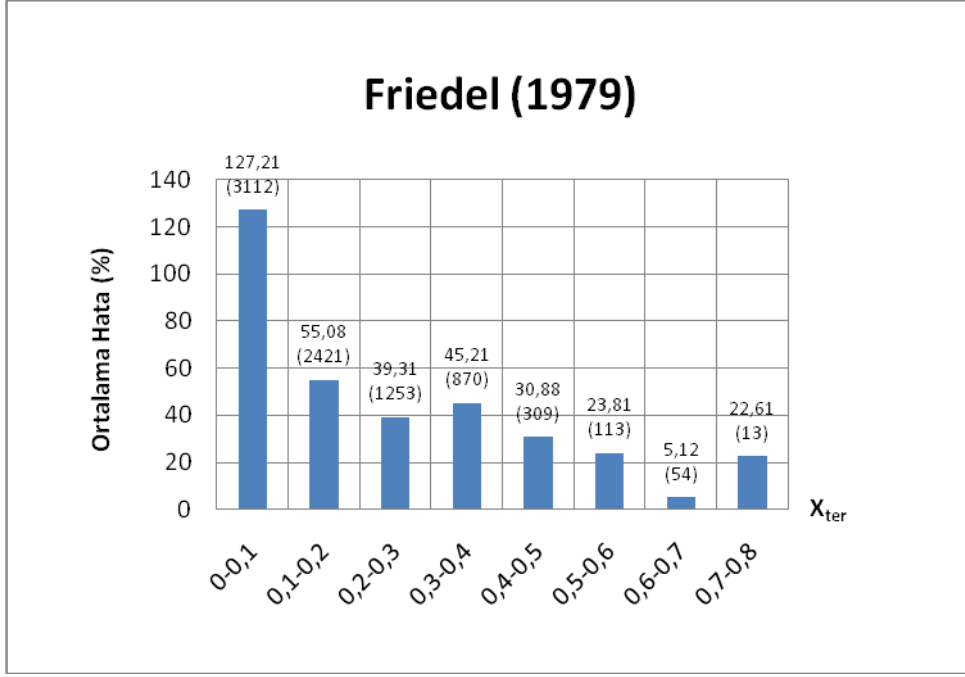
Şekil A.26 : Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı.



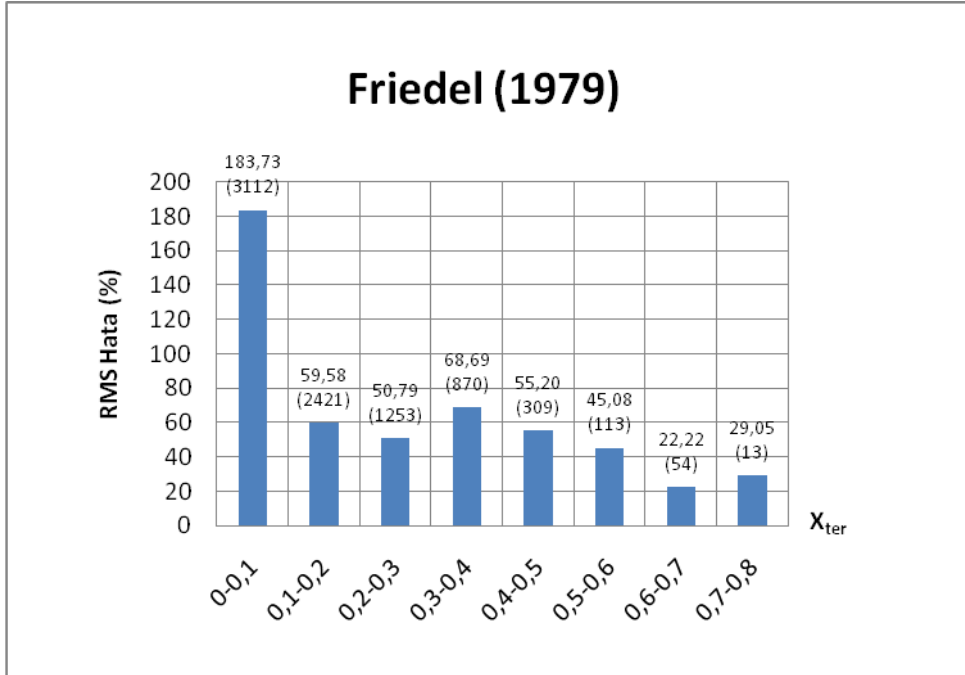
Şekil A.27 : Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



Şekil A.28 : Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.

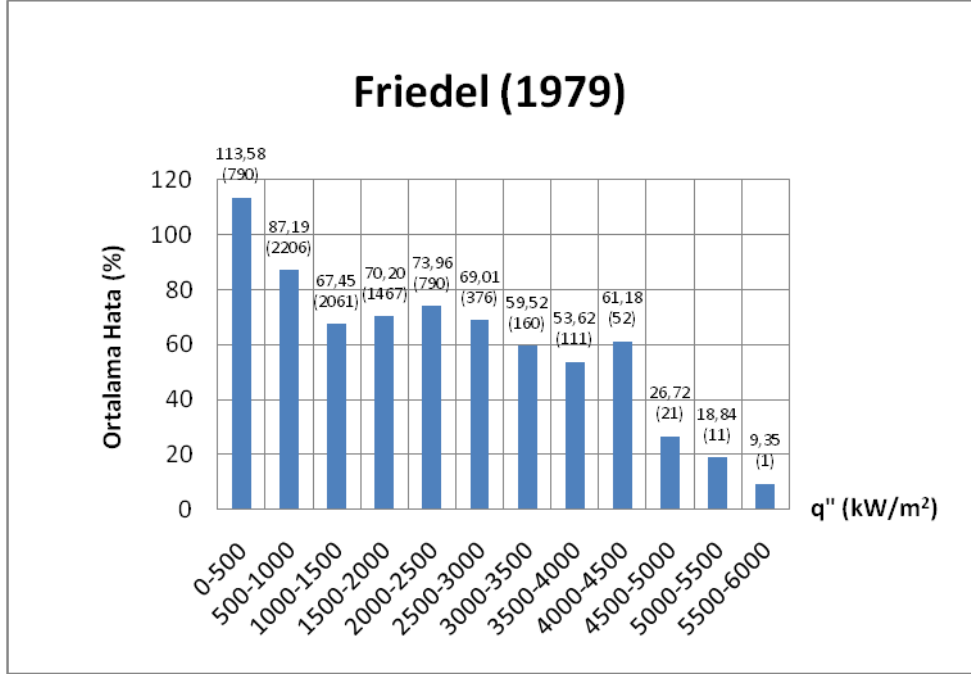


**Şekil A.29 :** Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.

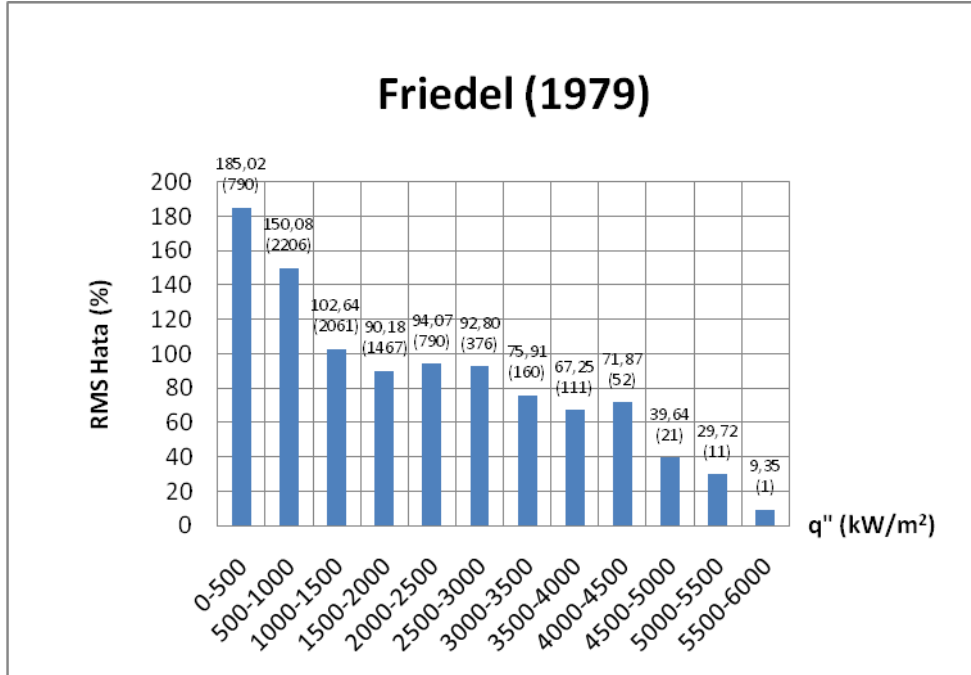


**Şekil A.30 :** Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.

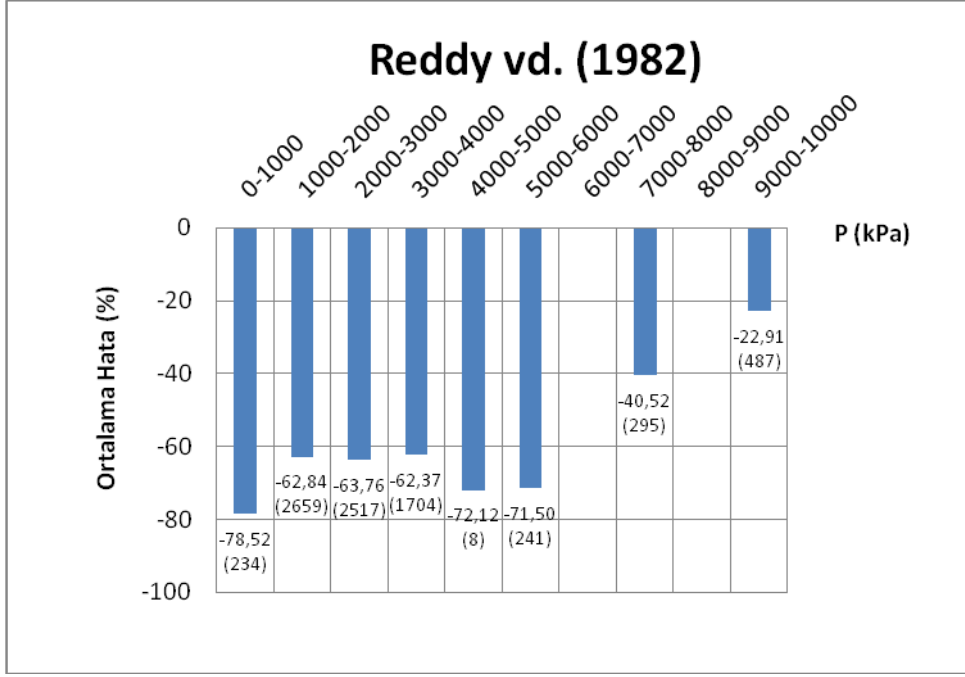




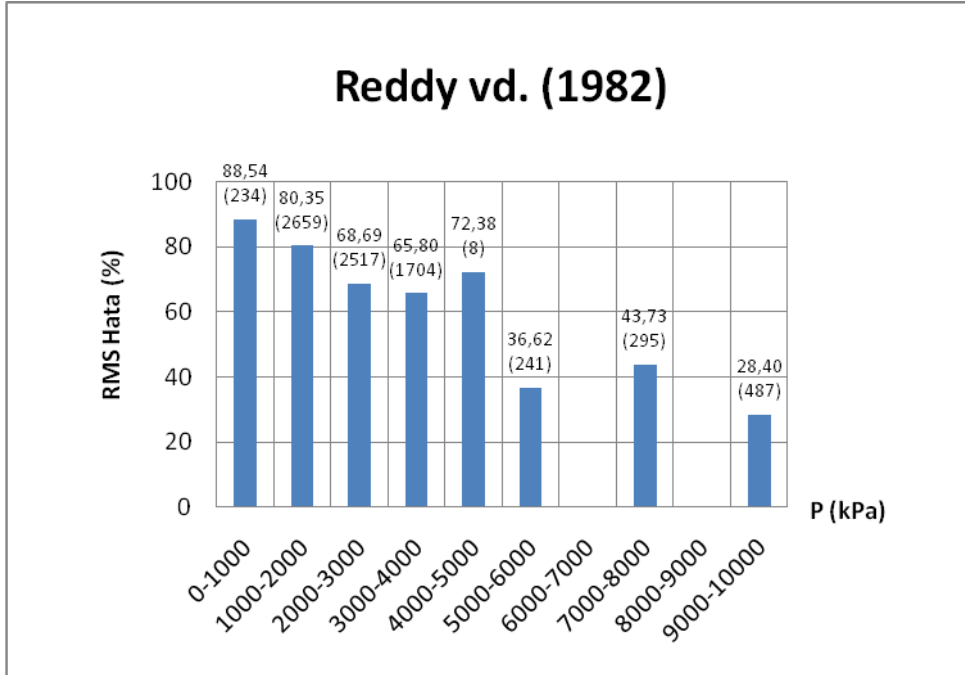
Şekil A.31 : Friedel (1979) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



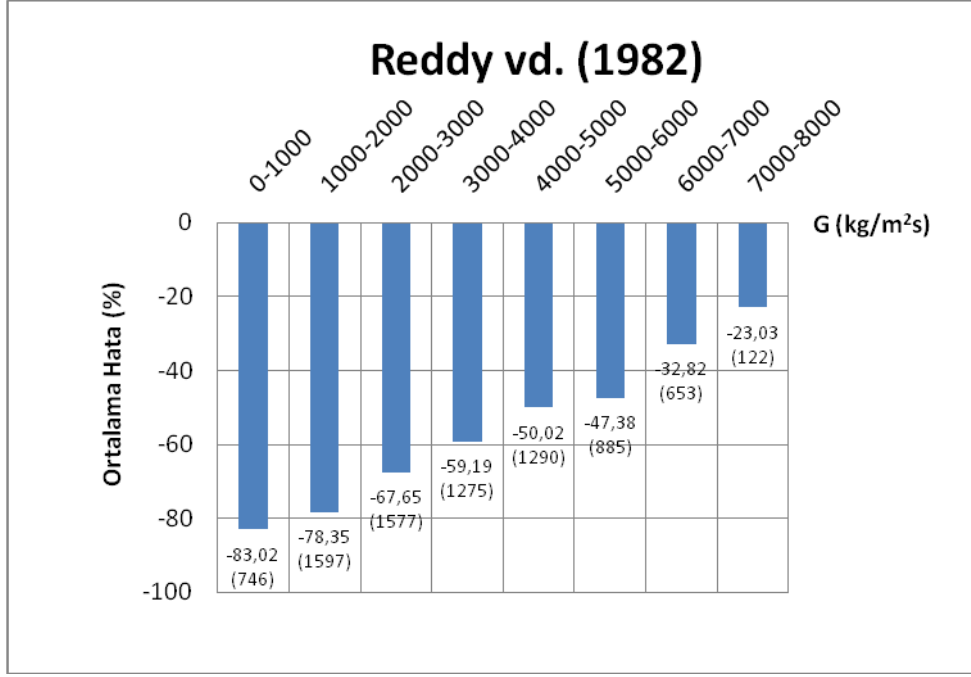
Şekil A.32 : Friedel (1979) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



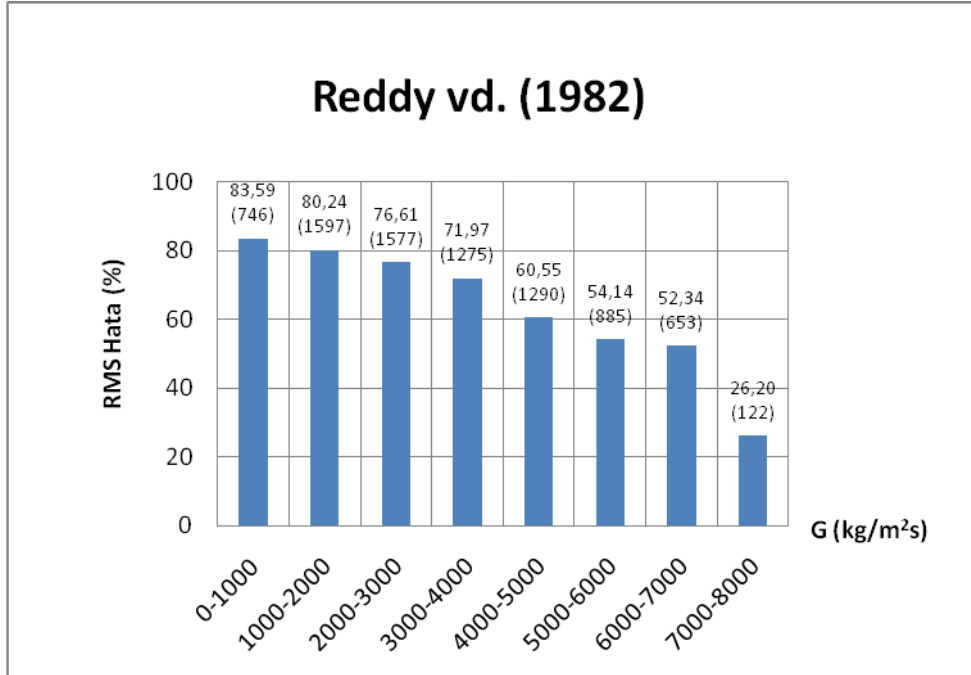
Şekil A.33 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.



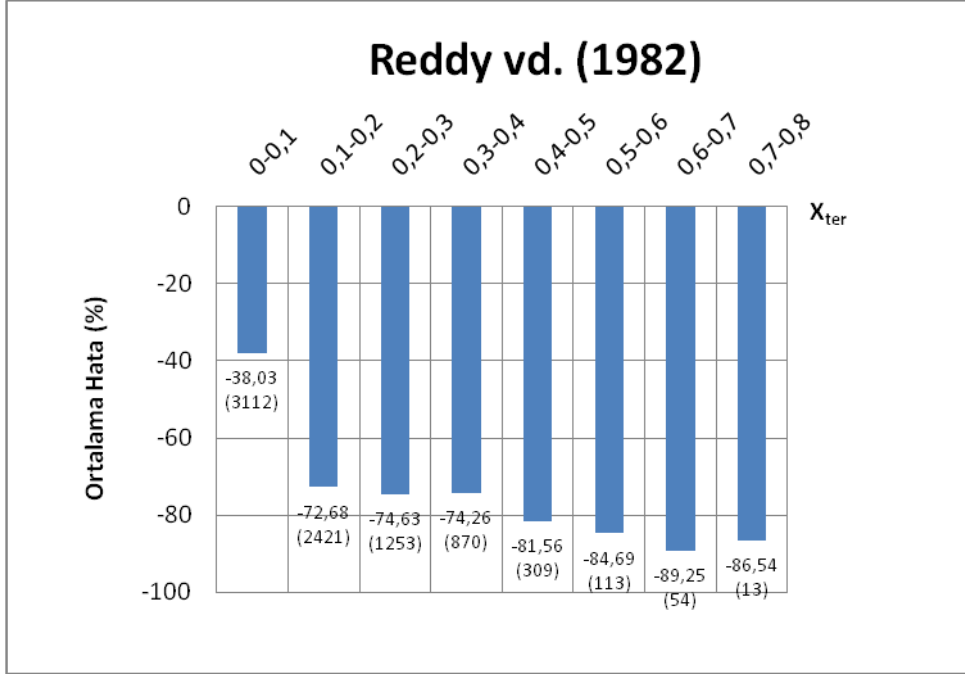
Şekil A.34 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı.



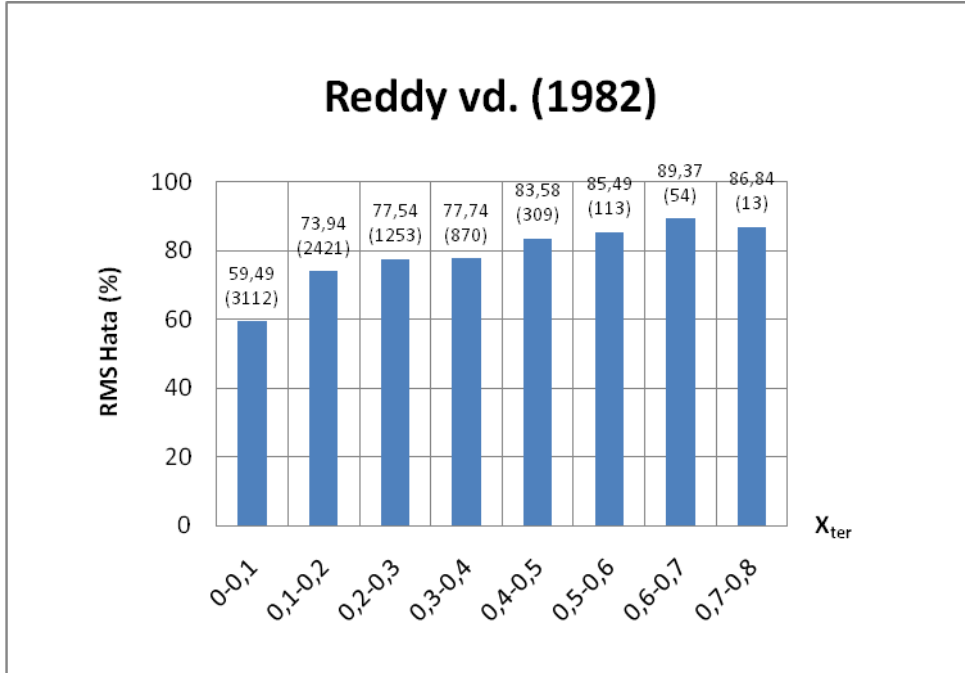
Şekil A.35 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



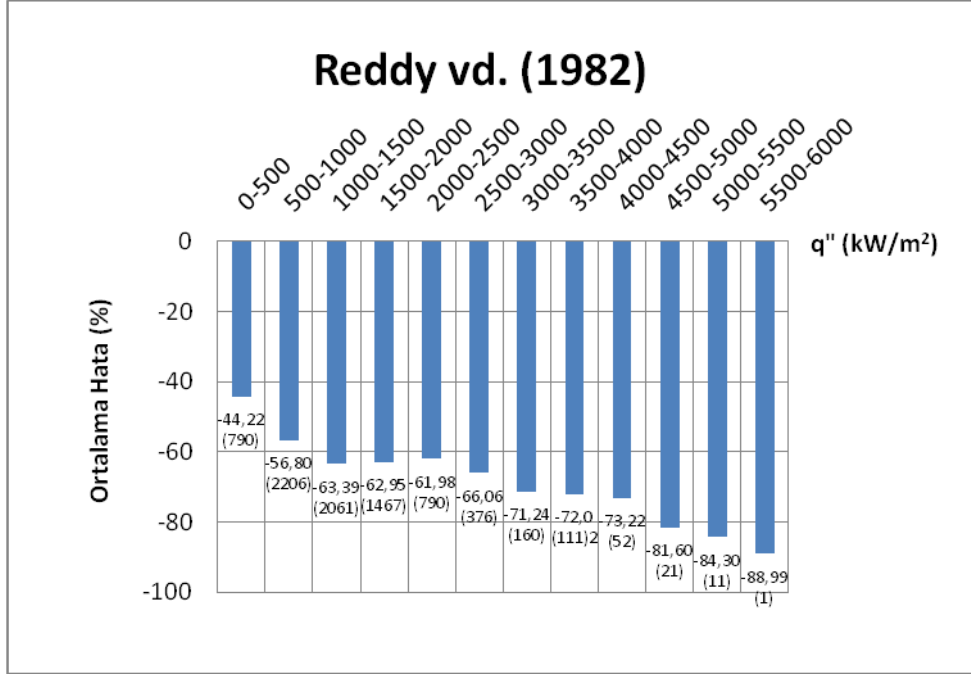
Şekil A.36 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



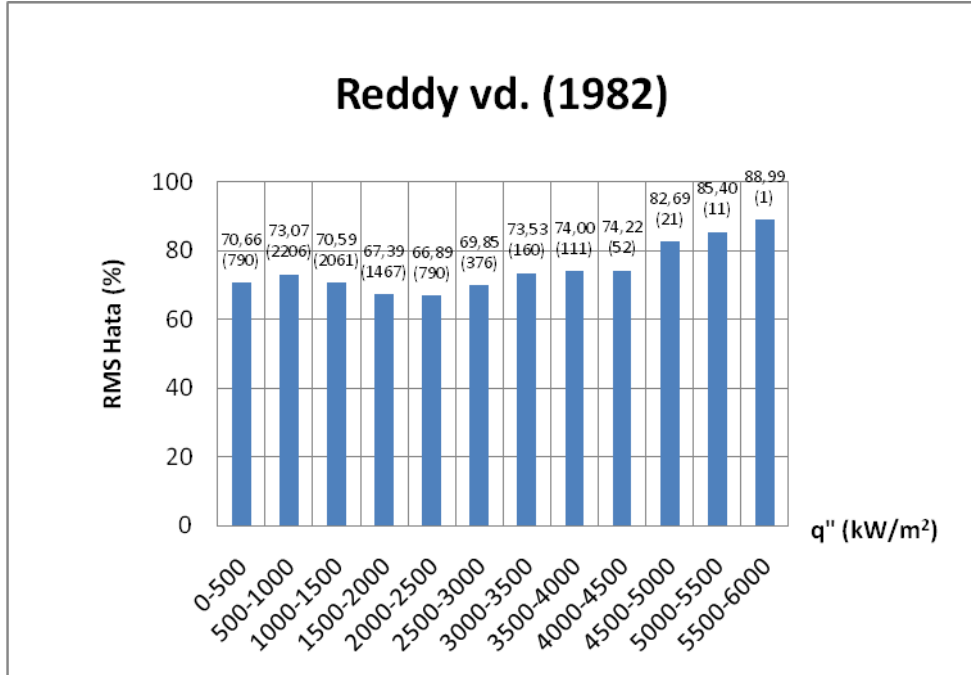
Şekil A.37 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



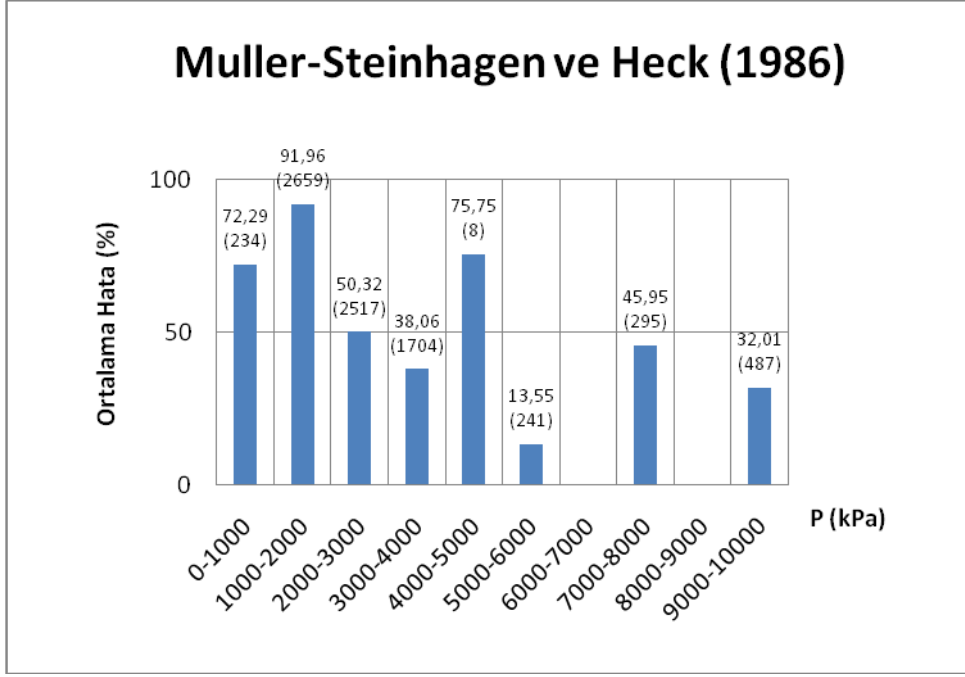
Şekil A.38 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.



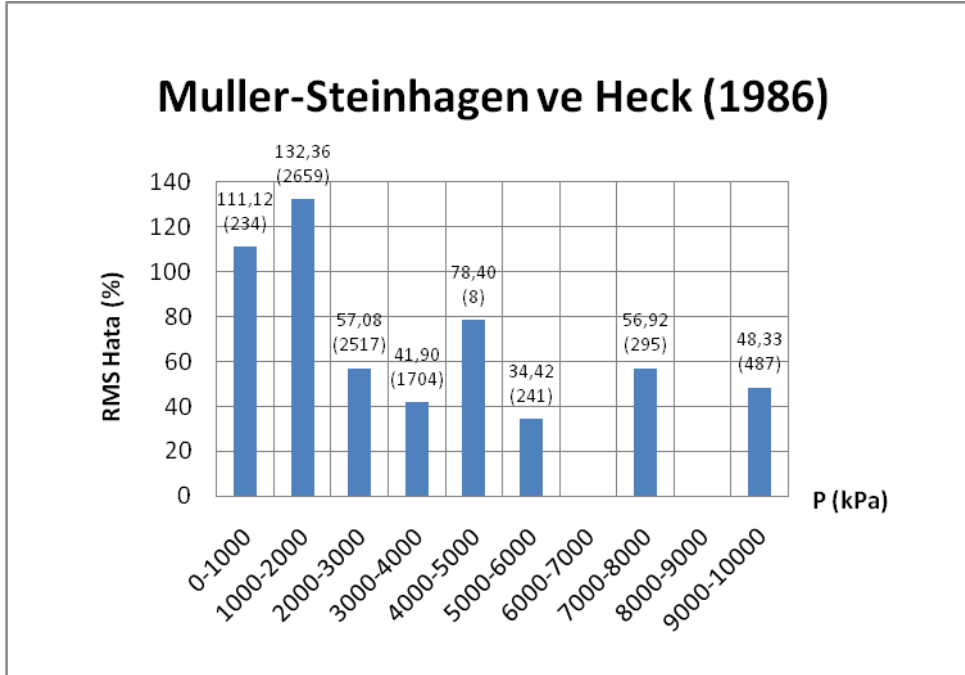
Şekil A.39 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



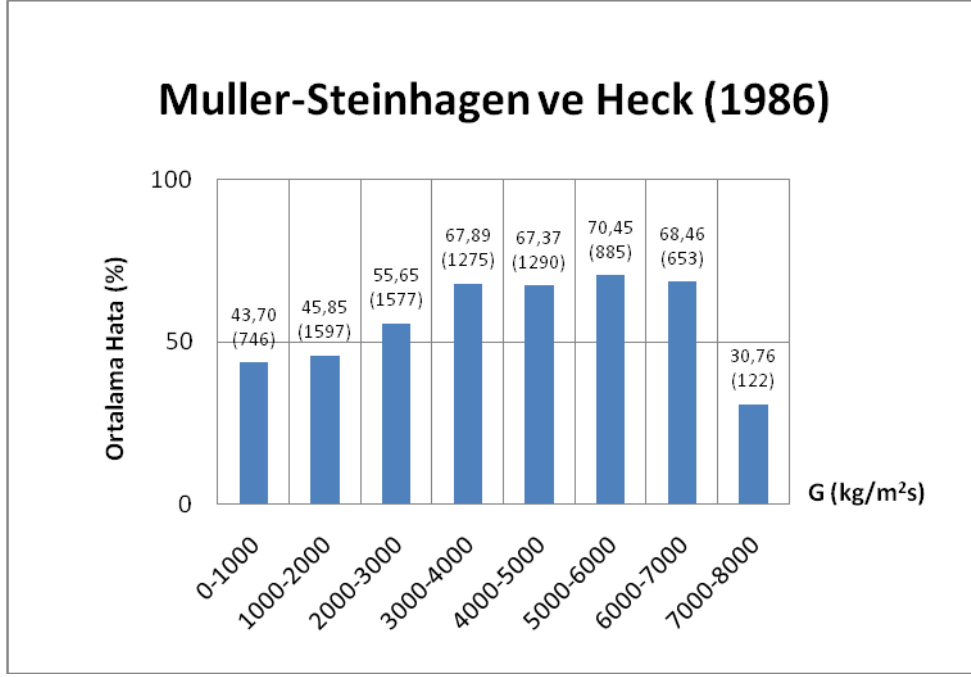
Şekil A.40 : Reddy vd. (1982) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



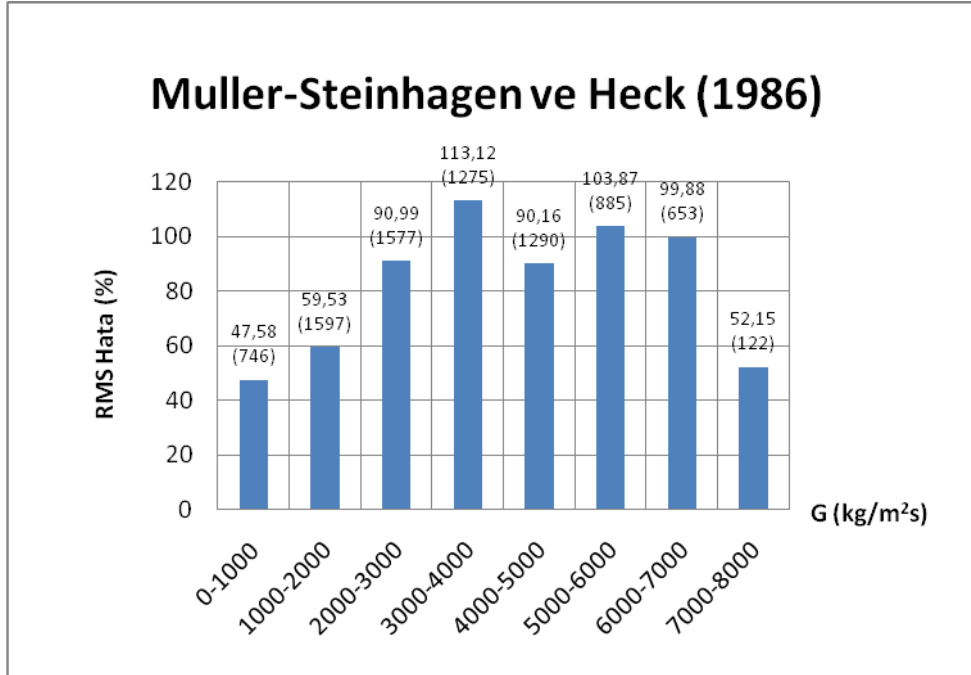
Şekil A.41 : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının basınca göre dağılımı.



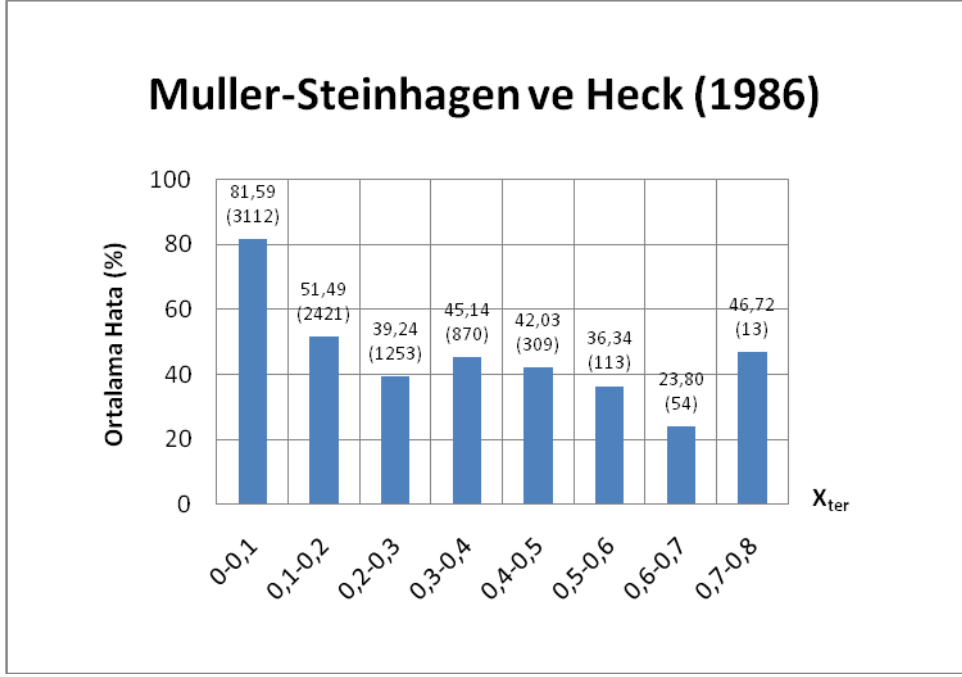
Şekil A.42 : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının basınca göre dağılımı.



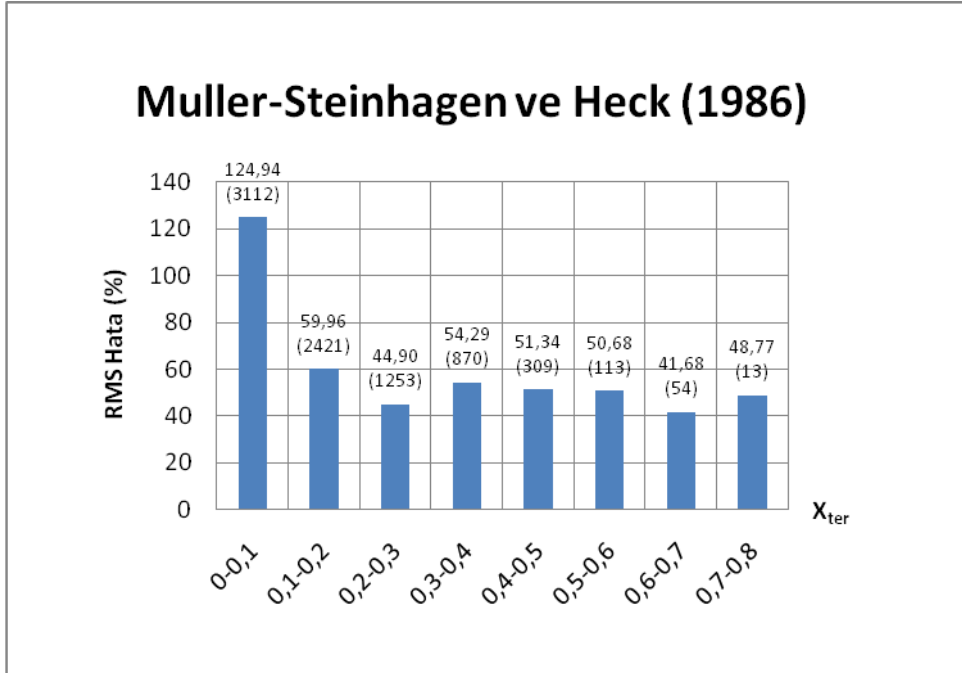
**Şekil A.43 :** Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.



**Şekil A.44 :** Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının kütleli akıya göre dağılımı.

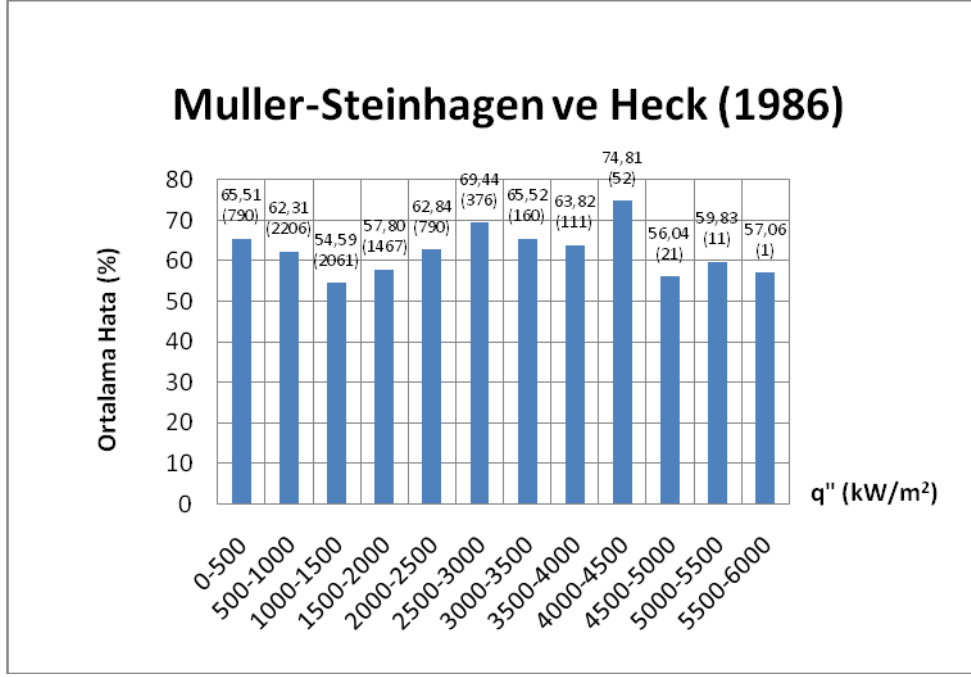


**Şekil A.45 :** Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.

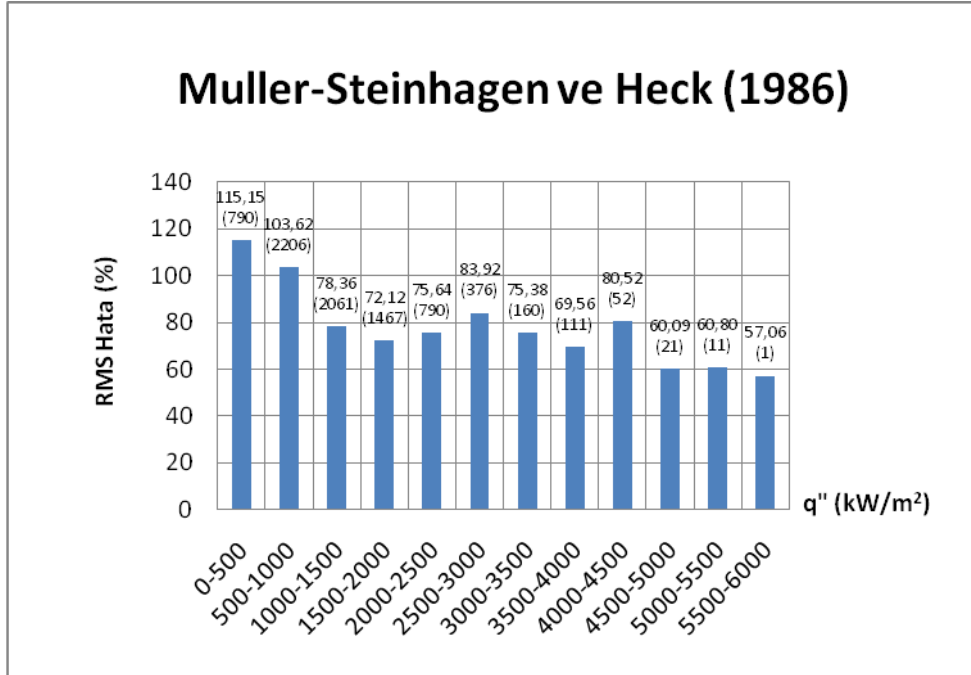


**Şekil A.46 :** Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının termodinamik kuruluk derecesine göre dağılımı.





Şekil A.47 : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun ortalama hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



Şekil A.48 : Muller-Steinhagen ve Heck (1986) korelasyonunun RMS hatalarının ısı akısına göre dağılımı.



## ÖZGEÇMİŞ

Nuh Emre GENGEÇ, 07.04.1983 tarihinde Kayseri’de doğdu. İlkokul öğrenimini Kayseri Ahmet Paşa İlköğretim Okulu’nda, ortaokul öğrenimini Kayseri Sami Yangın Anadolu Ticaret ve Meslek Lisesi’nde, lise öğrenimini ise Kayseri Nuh Mehmet Küçükçalık Anadolu Lisesi’nde tamamladı.

2006 yılında İstanbul Teknik Üniversitesi Makina Fakültesi, Makina Mühendisliği Bölümü, Enerji Dalından mezun oldu.

2007 yılından bu yana İstanbul Teknik Üniversitesi Enerji Enstitüsü, Enerji Bilim ve Teknoloji Lisansüstü programında öğrenimini sürdürmektedir.

Temmuz 2007’den 2010 yılı başına kadar binalar için mekanik tesisat projelendirmesi ve danışmanlığı yapan Tanrıöver Mühendislik firmasında proje mühendisi olarak çalıştı. Halen, Deva Mühendislik Ltd. Şti. bünyesinde proje ve uygulama mühendisi olarak çalışmaktadır.