

T.C. EGE ÜNİVERSİTESİ Fen Bilimleri Enstitüsü



YATAY BORULAR İÇİNDEN GEÇEN SOĞUTUCULAR İÇİN YOĞUŞMA ISI TRANSFER DENKLEMLERİNİN İRDELENMESİ

Yüksek Lisans Tezi

Damla YAĞCI

Makine Mühendisliği Anabilim Dalı

İzmir 2021

EGE ÜNİVERSİTESİ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ (YÜKSEK LİSANS TEZİ)

YATAY BORULAR İÇİNDEN GEÇEN SOĞUTUCULAR İÇİN YOĞUŞMA ISI TRANSFER DENKLEMLERİNİN İRDELENMESİ

Damla YAĞCI

Tez Danışmanı: Doç. Dr. M. Turhan ÇOBAN

Yrd. Tez Danışmanı: Dr. Öğr. Üyesi. Oğuz Emrah TURGUT

Makina Mühendisliği Anabilim Dalı

Makine Mühendisliği Yüksek Lisans Programı

Bornova-İZMİR 2021

Damla Yağcı tarafından Yüksel lisans tezi olarak sunulan "**Yatay borular içinden geçen soğutucu akışkanların yoğuşma ısı transfer denklemlerinin irdelenmesi**" başlıklı bu çalışma EÜ Lisansüstü Eğitim ve Öğretim Yönetmeliği ile EÜ Fen Bilimleri Enstitüsü Eğitim ve Öğretim Yönergesi'nin ilgili hükümleri uyarınca tarafımızdan değerlendirilerek savunmaya değer bulunmuş ve 02/09/2021 tarihinde yapılan tez savunma sınavında aday oybirliği/oyçokluğu ile başarılı bulunmuştur.

<u>Jüri Üyeleri</u> :		<u>İmza</u>
Jüri Başkanı	:	
Raportör Üye	:	•••••
Üye	:	•••••
Üye	:	
Üye	:	•••••

EGE ÜNİVERSİTESİ FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

ETİK KURALLARA UYGUNLUK BEYANI

EÜ Lisansüstü Eğitim ve Öğretim Yönetmeliğinin ilgili hükümleri uyarınca Yüksek Lisans Tezi olarak sunduğum "Yatay borular içinden geçen soğutucu akışkanların yoğuşma ısı transfer denklemlerinin irdelenmesi" başlıklı bu tezin kendi çalışmam olduğunu, sunduğum tüm sonuç, doküman, bilgi ve belgeleri bizzat ve bu tez çalışması kapsamında elde ettiğimi, bu tez çalışmasıyla elde edilmeyen bütün bilgi ve yorumlara atıf yaptığımı ve bunları kaynaklar listesinde usulüne uygun olarak verdiğimi, tez çalışması ve yazımı sırasında patent ve telif haklarını ihlal edici bir davranışımın olmadığını, bu tezin herhangi bir bölümünü bu üniversite veya diğer bir üniversitede başka bir tez çalışması içinde sunmadığımı, bu tezin planlanmasından yazımına kadar bütün safhalarda bilimsel etik kurallarına uygun olarak davrandığımı ve aksinin ortaya çıkması durumunda her türlü yasal sonucu kabul edeceğimi beyan ederim.

.... / / 2021

İmzası

Damla Yağcı

ÖNSÖZ

Yapmış olduğum çalışmada; son yıllarda giderek artmakta olan soğutucu akışkanların en çok karşımıza çıkan alanlardan olan pürüzsüz borulardaki yoğuşma proseslerinde yapılan hesaplamaların doğruluk değerlerinin her akışkan için farklı sonuçlar çıkarılışı ve bu alanda hala geçerli teorik ve deneysel çalışmaların yapılmamış olması bu tezin hazırlanmasında etkin rol oynamaktadır. Tez çalışması kapsamında birçok soğutucu akışkan ve bu soğutucu akışkanların düz borulardaki yoğuşmalı ısı transferini hesaplamak için kullanılan korelasyonu karşılaşmalı bir şekilde değerlendirerek bir sonraki çalışmalara ortam hazırlamış bulunmaktayım.

İZMİR

.../.../2021

Damla Yağcı

ÖZET

YATAY BORULAR İÇİNDEN GEÇEN SOĞUTUCU AKIŞKANLARIN YOĞUŞMA ISI TRANSFER DENKLEMLERİNİN İRDELENMESİ

YAĞCI, Damla

Yüksek Lisans Tezi, Makine Mühendisliği Anabilim Dalı Tez Danışmanı: Doç. Dr. M. Turhan ÇOBAN Yrd. Tez Danışmanı: Dr. Ögr. Üyesi. O. Emrah TURGUT Eylül 2021, 61 sayfa

Bu tezde; Sanayinin birçok alanında değişik türde ve çeşitte soğutucu akışkanların kullanılması ve bu akışkanların birbirinden farklı özellikleri olmasına rağmen, literatürde bulunan korelasyonların her akışkan için aynı doğruluk derecesi ile sonuç verip vermediği, doğruluklara etki eden parametrelerin neler olduğu üzerinde çalışmalar yapılmıştır.

İlk olarak, yatay düz borular için belirlenen ısı transfer korelasyonları ve akış şekilleri tanıtılmıştır. Literatür taramasıyla birçok saf soğutucu akışkan için deneysel olarak elde edilen ısı transfer katsayıların sonuçları toparlanmıştır.

Bütün bu çalışmaların sonucunda literatürde geçen farklı korelasyonlar ile deneysel veriler karşılaştırılmış ve akışkan türlerine göre sonuç doğrulukları hakkında sonuçlara ulaşılmıştır. Deneysel olarak veri elde edilemeyen akışkanlar için teorik olarak hesaplamalar yapılmıştır ve elde edilen hesaplanmış korelasyon çıktı sonuçları grafiksel analiz metotları ile karşılaştırmalı olarak irdelenmiştir.

Anahtar Kelimeler: Shah korelasyonu, Akers korelasyonu, Haraguchi korelasyonu, Huang korelasyonu, Wang korelasyonu, Rohsenow ve Traviss korelasyonu, El Hajal-J.R.Thome-A.Cavallini Korelasyonu, Dobson ve Choto korelasyonu, Soğutucu akışkanlar.

ABSTRACT

INVESTIGATION OF CONDENSATION HEAT TRANSFER EQUATIONS FOR REFRIGERANTS PASSING THROUGH HORIZONTAL PIPES

YAĞCI, Damla

MSc in Mechanical Eng.

Supervisor: Assoc. Prof. Dr. M. Turhan ÇOBAN Assistant Supervisor: Dr. Lecturer Member. O. Emrah TURGUT September 2021, 61 pages

In this thesis; In many areas of the industry, the use of different types and types of refrigerants and these fluids have different properties, studies have been conducted on whether correlations found in the literature result in the same degree of accuracy for each refrigerant, and what parameters affect accuracy.

In the beginning, heat transfer correlations and flow regime in horizontal smooth tubes were introduced. The results of experimentally obtained heat transfer coefficients for many pure refrigerants were collected by literature review.

As a result of all these studies, different correlations in the literature were compared with experimental data and conclusions were drawn about the accuracy of the results according to the refrigerant types. Theoretically calculations were made for fluids that could not be obtained experimentally and the results of the calculated correlation output were studied comparatively with graphical analysis methods.

Keywords: Shah correlation, Akers correlation, Haraguchi correlation, Huang correlation, Wang correlation, Rohsenow and Traviss correlation, El Hajal-J.R. Thome-A. Cavallini correlation, Dobson and Choto correlation, Refrigerants.

İÇİNDEKİLER

<u>Sayfa</u>

ÖNSÖZ	vii
ÖZET	viii
ABSTRACT	İx
ŞEKİLLER DİZİNİ	xiii
TABLOLAR DİZİNİ	XVii
SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ	XX
1. GİRİŞ	1
2. DÜZ BORULAR İÇİNDE YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ	2
2.1 Boru Yönelimine Göre	2
2.1.1 Yatay borular	2
2.2 Boru Geometrisi	3
2.2.1 Düz borular	3
2.3 Yatay Borularda Akış Şekilleri	4
3. SOĞUTUCU AKIŞKANLAR	6
4. YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ KATSAYISININ HESAPLANMASI İÇİN GELİŞTİRİLEN KORELASYONLAR	8
4.1 Akers Korelasyonu	8

İÇİNDEKİLER (devamı)

4.2 Shah Korelasyonu9
4.4 Dobson ve Chato Korelasyonu10
4.5 Haraguchi Korelasyonu
4.6 Wang Korelasyonu
4.7 Huang Korelasyonu
4.8 Rohsenow ve Traviss Korelasyonu
4.9 El Hajal-J.R.Thome-A.Cavallini Korelasyonu13
5. TAKİP EDİLEN HESAPLAMA PROSEDÜRÜ15
6. SONUÇ
7. ÖNERİLER
ÖZGEÇMİŞ61
EKLER
Ek 1 Akers Korelasyon Kodu
Ek 2 El Hajal- Thome- Cavallini Korelasyon Kodu
Ek 3 Rohsenow ve Traviss Korelasyon Kodu
Ek 4 Haraguchi Korelasyon Kodu
Ek 5 Huang Korelasyon Kodu
Ek 6 Wang Korelasyon Kodu

Ek 8 Shah Korelasyon Kodu

Ek 8 Dobson ve Choto Korelasyon Kodu

Ek 10 Grafik Kodları

<u>Şekil</u> <u>Sayfa</u>
1. 1 Yatay bir düz tüpte ki yoğuşma akış modeli3
2. 1 (Collier ve Thome) Tarafından Oluşturulan Yatay Borular İçin Akış Rejimleri 5
2. 2 Yatay borularda çift bazlı akış rejimleri
 Tabakalı akış düzeni ile oluşturulmuş boru kesitinin geometrik olarak ifadesi gösterilmiştir.
5. 1 R22 akışkanının G=45.5 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 16
5. 2 R22 akışkanının G=89.9 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 17
5. 3 R22 akışkanının G=120 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 18
5. 4 R32 akışkanının G=200 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 19
5. 5 R32 akışkanının G=400 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 20
5. 6 R32 akışkanının G=600 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri21
5. 7 R134a akışkanının G=65 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri22
5. 8 R134a akışkanının G=200 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri23
5. 9 R134a akışkanının G=750 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri24
5. 10 R141b akışkanının G=40 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri25
5. 11 R141bakışkanının G=239 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri26
5. 12 R141b akışkanının G=398[kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri27

<u>Şekil</u> <u>Sayfa</u>
 13 R152a akışkanının G=75 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ve T_{doy} =40°C sıcaklığındaki ısı transfer değerleri
 5. 14 R152a akışkanının G=300 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ve T_{doy} =30℃ sıcaklığında ki ısı transfer değerleri
 5. 15 R152a akışkanının G=300 [kg/m²s] kütle akış hızında ve T_{doy} =40°C sıcaklıkta ki ısı transfer değerleri
5. 16 R236ea akışkanının G=100 [kg/m ² s]kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 17 R236ea akışkanının G=400 [kg/m ² s]kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 32
5. 18 R236ea akışkanının G=600 [kg/m ² s]kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 33
5. 19 R600a akışkanının G=114 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.34
5. 20 R600a akışkanının G=368 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 35
5. 21 R744 akışkanının G=400 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri . 36
5. 22 R744 akışkanının G=800 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri . 37
5. 23 R1234yf akışkanının G=200 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 24 R1234yf akışkanının G=800 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 25 R1270 akışkanının D=26.9 mm çapında ki ve G=100 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

<u>Şekil</u> <u>Sayfa</u>
5. 26 R1270 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 27 R1270 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 28 R1270 akışkanının G=400 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri 41
5. 29 R1216 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 30 R1216 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 31 R1216 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 32 R1216 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 33 R290 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 34 R1216 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 35 R290 akışkanının D=26.6 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
 5. 36 R290 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

<u>Şekil</u> <u>Sayfa</u>
5. 37 R218 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s] 'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 38 R218 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 39 R218 akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s] 'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 40 R218 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s] ' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 41 R227ea akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 42 R227ea akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 43 R227ea akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 44 R227ea akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s] 'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 45 R115 akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 46 R115 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri
5. 47 R115 akışkanının D=29.6 mm ve G=400 [kg/m ² s]'deki ısı transfer değerleri51
5. 48 R115 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m ² s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

TABLOLAR DİZİNİ

<u>Tablo</u> <u>Sayfa</u>
 R22 akışkanın G=45.5 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 2 R22 akışkanın G=89.9 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 3 R22 akışkanın G=120 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 4 R32 akışkanın G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 5 R32 akışkanın G=400 [kg/m²s] kütle akış hızında ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 6 R32 akışkanın G=600 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 7 R134a akışkanın G=65 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 8 R134a akışkanın G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 9 R134a akışkanın G=750 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 10 R141b akışkanın G=40 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
5. 11 R141 akışkanın G=239 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

TABLOLAR DİZİNİ (devamı)

<u>Tablo</u> <u>Sayfa</u>
5. 12 R141b akışkanın G=398 [kg/m ² s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 S. 13 R152a akışkanın G=75 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
5. 14 R152a akışkanın G=300 [kg/m ² s] akış hızında ve T _{doy} =30 °C sıcaklıkta ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
5. 15 R152a akışkanın G=300 [kg/m ² s] kütle akış hızında ve T _{doy} =40 °C sıcaklıkta ki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 5. 16 R236ea akışkanın G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 5. 17 R236ea akışkanın G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 5. 18 R236ea akışkanın G=600 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 5. 19 R600a akışkanın G=114 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 5. 20 R600a akışkanın G=368 [kg/m²s] ' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 21 R744 akışkanın G=400 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları
 5. 22 R744 akışkanın G=800 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

TABLOLAR DİZİNİ (devamı)

Tablo	<u>Sayfa</u>
5. 23 R1234yf akışkanın G=200 [kg/m ² s]'	kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata
ve ortalama bağıl hata sonuçları	
5. 24 R1234yf akışkanın G=800 [kg/m ² s] '	kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata
ve ortalama bağıl hata sonuçları	

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ

<u>Simgeler</u>	Açıklama
A	Boru kesit alanı [m ²]
A _{LD}	Boru kesiti için boyutsuz sıvı faz alanı [m ²]
A_{VD}	Boru kesiti için boyutsuz gaz faz alanı [m ²]
C ₁	Sabit parametre
C ₂	Sabit parametre
Cp_1	Sıvı faz özgül 1sısı [J/kgK]
Cp_{v}	Gaz faz özgül 15151 [J/kgK]
D, d _i	Boru iç çapı [m]
D _h	Hidrolik çap [m]
F	Halka şeklindeki filmin 1511 direnci
Fr ₁	S1v1 faz Froude say1s1
Fr _{so}	Soliman İçin Froude Sayısı
G	Kütlesel hız [kg/m ² s]
$G_{dalgal1}$	Zürcher ve arkadaşlarının dalgalı akış için kütlesel hız değeri [kg/m ² s]
$G_{tabakalı}$	Zürcher ve arkadaşlarının tabakalı akış için kütlesel hız değeri [kg/m ² s]
G _{sisli}	Zürcher ve arkadaşlarının sisli akış için kütlesel hız değeri [kg/m ² s]
Gbaloncuk	Zürcher ve arkadaşlarının baloncuklu akış kütlesel hız değeri [kg/m ² s]

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ (devamı)

<u>Simgeler</u>	<u>Açıklama</u>
Gaı	Sıvı faz için Galileo sayısı
g	Yerçekimi ivmesi [m/s ²]
H _L	Tabakalı sıvı yüksekliği [m]
\mathbf{h}_1	S1v1 faz 1s1 transfer katsay1s1 [W/m ² K]
$h_{\rm v}$	Gaz fazı ısı transfer katsayısı [W/m ² K]
h _{tp}	Çift faz ısı transfer katsayısı [W/m ² K]
J_{g}	Boyutsuz Buhar hızı
Jaı	Sıvı faz için Jacob sayısı
\mathbf{h}_{fg}	Buharlaşma ısısı [W/mK]
kı	Sıvı fazı ısı iletim katsayısı [W/mK]
L	Boru uzunluğu [m]
М	Molar kütle [kg/kmol]
Nu	Nusselt sayısı
Nu _{halkasal}	Halkasal akış için Nusselt sayısı
Nudalgalı-tabakalı	Dalgalı-Tabakalı akış için Nusselt sayısı
Pr ₁	Sıvı fazı Prandtl sayısı
Pr _v	Buhar fazı Prandtl sayısı

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ (devamı)

<u>Simgeler</u>	Açıklama
Р	Basınç [bar][Pa]
P _R	İndirgenmiş basınç [P _{doy} /P _{crit}]
P _L	Tüpün alt kısmında oluşan ıslak çevre [m]
Pv	Tüpün üst kısmında oluşan kuru boru çevresi [m]
Pi	Ara yüzey uzunluğu [m]
Pcrit	Kritik basınç [bar][Pa]
Q, q	Isı akısı [W/m ²]
Re _L	Sıvı fazı Reynolds sayısı
Re _v	Buhar fazı Reynolds sayısı
ΔT	Sıcaklık farkı [K, °C]
ΔT_{sat}	Duvar sıcaklığı ile doyma sıcaklığı arasındaki sıcaklık farkı [K, °C]
Т	Sıcaklık [K, °C]
T _{sat}	Doyma sıcaklığı [K, °C]
T_{doy}	Doyma sıcaklığı [K, °C]
T_{wall}	Duvar sıcaklığı [K, °C]
X _{tt}	Martinelli parametresi

xxiii

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ (devamı)

Simgeler	Açıklama
Z	Shah korelasyon parametresi
Х	Kuruluk derecesi, buhar kalitesi
XIA	Kesikli akış ve halka şeklindeki akış arasındaki geçiş kuruluk değeri
ν	Özgül hacim [m ³ /kg]
μι	Sıvı faz viskozitesi [Pa.s]
μ_{v}	Buhar faz viskozitesi [Pa.s]
ρι	Sıvı faz yoğunluğu [kg/m ³]
ρ_v	Buhar faz yoğunluğu [kg/m ³]
θ_{strat}	Tabakalı akış açısı
ε	Zivi boşluk oranı
σ	Yüzey gerilimi [N/m]
arphi	İki fazlı basınç düşüşü çarpanı
<u>Kısaltmalar</u>	
HTC	Isı transfer katsayısı
Eq	Eşitlik
strat	Tabakalı
crit	Kritik

SİMGELER VE KISALTMALAR DİZİNİ (devamı)

OMH Ortalama mutlak hata

OBH Ortama bağıl hata

1. GİRİŞ

Yoğuşma, günümüzde de yaygın olarak kullanılan ve sistemden ısının uzaklaştırılmasıyla buharın sıcaklığının, doyma sıcaklığının altına indirilmesi işlemidir. Özellikle de soğutucu akışkanların da içinden geçtiği borular olan iklimlendirme uygulamaları, ısı pompaları gibi birçok alanda yoğuşmadan bahsetmek mümkündür. Yoğuşma, yüzeyin durumuna göre iki faklı yolla gerçekleşir, eğer soğuk pürüzsüz bir dikey yüzeyimiz varsa yüzeyde yer çekimi ile film tabakası oluşturarak yoğuşma başlayacaktır buna film yoğuşması derken, pürüzlü yüzeylerde ıslanmayı engelleyen damlacıklar meydana gelir ve damlacıklar halinde yer çekimi etkisiyle aşağı doğru hareket eder bu duruma ise damlacık yoğuşması adı verilir.

Literatürde yoğuşmaya bağlı ısı transfer denklemleri için birçok korelasyon bulunmasına rağmen her korelasyonun farklı akışkanlar için hazırlanmış olması ve tüm akışkanlar için doğru ve kesin sonuçlar vermemesi sebebiyle ısı transferini hesaplamada bazı zorlukları beraberinde getirmiştir. Bunun yanında korelasyonların el yöntemiyle hesaplanamayacak kadar karmaşık olması ve iteratif yaklaşımlarla çözülebilir olması sebebiyle kesin doğruluk ile hesaplanamaması olumsuz bir özellik olarak karşımıza çıkmaktadır. Bu tez kapsamında korelasyonların doğruluk değerleri birçok saf soğutucu akışkan için düz ve yatay borular içerisindeki yoğuşma, bilgisayar ortamında hesaplanmış olup, yapılan hesaplamalar literatürden alınan deneysel sonuçlar ile aynı grafik üzerinde gösterilmiş ve sonuçlar hata oranları ile sunulmuştur. Deneysel verileri bulunamayan bazı akışkanların ise sadece literatürde bulunan korelasyonlara bağlı hesaplamaları grafiklerle gösterilmiştir.

Yoğuşma hesaplamalarında; boru çapı, kuruluk derecesi (buhar kalitesi), akış hızı gibi unsurlar sonuçları etkilerken bir diğer önemli husus ise boru geometrisi, borunun konumu gibi parametrelerin iyi belirlenmesidir.

Yatay ve dikey borular için ayrı ayrı korelasyonlar mevcut iken bu tez kapsamında yatay düz borulardaki yoğuşma baz alınarak hesaplamalar yapılmıştır. Yatay boruların baz alınmasının temel sebeplerinden bir tanesi ise yatay borularının ısı değiştiricilerde daha fazla kullanılıyor olması ve yoğuşmanın etkin bir biçimde yatay borularda gözlemleniyor olmasıdır.

2. DÜZ BORULAR İÇİNDE YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ

Isı transferi hesaplamalarına bakılacak olursa; ısı transfer korelasyonları borunun geometrisine ve yönelimine göre farklılık gösterir. Boru yönelimine göre yatay, dikey ve eğik olarak ayırırken, günümüzde boru geometrisini ise düz ve genişletilmiş boru olarak ikiye ayırabilmek mümkündür. Bu tezde sadece yatay yönelimli, düz ve pürüzsüz geometrili borular üzerinde çalışmalar yapılmıştır.

2.1 Boru Yönelimine Göre

2.1.1 Yatay borular

Borular içindeki yoğuşma genellikle boru yönelimine göre sınıflandırılır: Yatay, dikey ve eğik olarak bu sınıflandırmayı yapabilmekteyiz. Yatay borulardaki yoğuşma, kimyasal işlem ve enerji endüstrilerinde önemlidir. Dikey olarak boru, boru yüzeyinde dairesel bir yoğunlaşma filmi oluşurken, yatay borularda akış yönü yerçekimine diktir ve bu durum iki fazlı akışta buharlasma ve yoğusma akısını daha karmasık hale getirir. Şekil 2.1 de yatay bir düz tüpteki yoğuşma akış modelini göstermektedir. Buhar tüpe buhar kalitesi (x=1) iken girer ve tüpün içinde akarken yoğunlaşır. Tam yoğuşma için çıkıştaki buhar kalitesi x=0 olarak çıkar. Tüpün girişine yakın bir bölgede, göreceli yüksek buhar hızı, akışkanın dairesel olarak akmasına sebep olur. Buhar aşağı yönde yoğuştukça buhar hızı azalır ve yerçekiminin etkisiyle borunun üst tarafındaki yoğuşma (kondenstat) borunun dibine doğru akar. Sonuç olarak kondenstat aşağı tarafta birikecek buhar, borunun enine kesiti boyunca üst boşluğu saracaktır. Akış düzeni halkasal akıştan tabakalı akışa doğru değişir ve Nusselt çözümü, yoğuşma filminin çok ince olduğu, tüpün üst kısmına uygulanabilir. Bu, tüp çevresi boyunca değişen bir ısı akışı dağılımına yol açar. Çok düşük buhar hızların da hem buhar hem de kondenstant akışı laminerdir ve akış aşağı bölgede slug (kesikli) akışı oluşur. Çok yüksek buhar hızı durumunda ise, halkasal-sisli akış modeli oluşur ve tüp boyunca basınç düşüşü önemli ölçüde artar.



Şekil 1. 1 Yatay bir düz tüpteki yoğuşma akış modeli (Kandlikar, S.G., Shoji, M., Dhir, V.K., 1999, Handbook Of Phase Change: Boilling and Condensation, Printed by Edwards Brothers, U.K., Chapter 23.)

2.2 Boru Geometrisi

2.2.1 Düz borular

Düz borular içinden geçen saf soğutucular için yoğuşma ısı transferi üzerine birçok araştırmacı çalışma yapmıştır. Genel olarak da yatay düz borular içindeki yoğuşma ısı transferini hesaplamada ampirik yöntemler kullanılmıştır. Önerilen modellerin çoğu, Dittus ve Boelter'in tek fazlı zorlanmış konveksiyon korelasyonunun modifikasyonları niteliğindedir. (Dittus, Boelter, 1930). Örneğin Akers ve arkadaşları, Cavallini ve Zecchin ve Shah tarafından önerilen modellerle, Dittus ve Boelter'in korelasyonlarının çoğu değiştirilmiştir.

Düz borular için yapılmış deneysel testlerden alınan veriler aşağıdaki çıkarımlar yapılabilir: Eckels ve Pate, 8 mm 'lik bir boru çapının içinden R134a ve R12 akışkanları geçirerek ısı transferleri üzerinde bir karşılaştırma yapmıştır. Deneysel analizlerine göre yoğuşma ısı transfer katsayısı R12 akışkanın R134a ya göre %25-35 daha düşük çıktığı gözlemlenmiştir. Buna ek olarak dikkat edilmelidir ki soğutucu akışkanlarda yoğunlaşma ısı transfer katsayıları doyma sıcaklığının düşmesi ile azalır iken kütle akışı ile artmaktadır. (S.J. Eckels, M.B. Pate, 1991)

Torikoshi ve Ebisu yoğunlaştırılmış R134a, R32 ve R134a / R32 karışımlarını düz bir boruda 8.7 mm' lik boru çapında R22 akışkanı ile karşılaştırma yapmıştır. R134a ile R32'nin 1sı transfer katsayıları R22 den daha yüksek iken buna ek olarak R134a'nın basınç düşümü R22 den daha yüksek iken R32 de durum tam tersi olarak gözlemlenmiştir. R134a / R32 karışımlarının 1sı transfer katsayıları R22 akışanından düşük iken basınç düşümü R22 akışkanından daha yüksek olduğu sonucuna varılmıştır. (K. Torikoshi, T. Ebisu, 1993)

2.3 Yatay Borularda Akış Şekilleri

Tüplerin içindeki sıvı ve buhar fazlarının oryantasyonu ve etkileşimi çift fazlı akış için en önemli özelliklerden biridir. Bunu belirleyen akış rejimi ve düzenidir. Tüp konumuna, tüpün geometrisine, akış hızlarına ve iki fazın fiziksel özelliklerine bağlı olarak farklı akış modelleri oluşabilir. Yatay borularda akış rejimleri, yerçekimi kuvvetinin neden olduğu asimetri nedeniyle dikey akışlardakilerden daha karmaşık olma eğilimindedir. Yatay tüplerde akış modellerini iki gruba ayırmak mümkündür; yüksek boşluk fraksiyonlarında görünen (a> 0.5) ve sadece düşük boşluk fraksiyonlarında görünen (a <0.5) olarak. İlk grup beş akış modelinden oluşmaktadır: Tabakalı akış, dalgalı akış, dalgalı-kanallı akış, dairesel akış, dairesel sis akışı iken ikinci grupta ise üç akış düzenine sahiptir: slug (kesikli), plug (kurşunlu, tıkaç) ve kabarcıklı akış.

• **Baloncuklu akış**: Düşük kaliteli akışlarda buhar kabarcıkları sıvı fazın içerisine yerleşerek baloncuklu (bubble) akışı meydana getirir. Yatay akışta baloncuklar genelde borunun üst kısımlarında kümelenir.

• **Tabakalı (Katmanlı) akış**: Tabakalı akış, yatay bir tüpte çok düşük buhar hızlarında, diğer bir deyişle soğutucu akışkanın kütle akışı azaldığında meydana gelir. Bu durumda yoğuşma, boru çeperinin üst kısmında görülür ve yerçekimi ile aşağı doğru itilir ve borunun dibinde toplanır. Sonuç olarak gaz fazı borunun üst tarafında iken sıvı fazı alt tarafta sürekli olarak akış halindedir. Bu rejimde yerçekimi kuvveti eylemsizlik kuvvetinden daha baskındır.

• **Tabakalı (Katmanlı)-dalgalı akış:** Bu akış rejiminde daha yüksek gaz hızlarında, gaz-sıvı ara yüzünde dalgalar oluşur. Serbest sıvı yüzeyinde gözlenebilir dalgalar oluşması ile gözlenen akış rejimine ise tabakalı-dalgalı akış rejimi denilmektedir.

• **Kurşunlu akış:** Tapa veya kurşun şeklinde akış olarak da adlandırılır. Bu akışta kabarcıklar mermi şeklindedir. Kaldırma kuvvetleri nedeniyle kabarcıklar borunun üst taraflarına hareket etme eğilimlerindedir.

• **Kesikli akış**: Bu akışta sıvı damlacıkları boru boyunca hareket ederler ve gaz kabarcıkları içerirler. Dalgalar ise sıvının yüzeyinde oluşur ve borunun üstüne değene kadar büyürler bu akış türü slug akış olarak adlandırılır.

• Yarı-kesikli akış: Bu akış rejimi geçiş akış rejimidir slug (sıvı paketçikleri) borunun üst tarafına temas etmezken borunun alt tarafında katmanlaşmış tabakanın yüzeyindeki dalganın şeklini alır.

• Sisli akış: Daha büyük buhar hızlarında, sıvı fazın dalgasal yapısı kesme kuvvetleri tarafından yırtılır ve sıvı faz sis ve sprey şeklinde buhar fazın içinde dağılır. Bu tür akışa da sisli akış diyoruz.

• Halkasal-Dağılı akış: Eğer yeterince sıvı yok ise çalkantılar boruyu dolduracak kadar büyüyemez ve slug akış yerine halkasal-dağılı akış oluşur. Tüm boru çevresinin etrafında sürekli bir sıvı filmi vardır ve bu film genellikle yerçekimi etkisi nedeniyle borunun tabanında borunun üst taraflarından daha kalındır.



Şekil 2. 1 (Collier ve Thome, 1994) Tarafından Oluşturulan Yatay Borular İçin Akış Rejimleri



(Collier ve Thome tarafından geliştirilen akış rejiminde, baloncuklu ve sisli akış modellenmemiştir.)

Şekil 2. 2 Yatay borularda çift fazlı akış rejimleri

3. SOĞUTUCU AKIŞKANLAR

Dünyanın ozon tabakasının inceldiği bilindiğinden beri, birçok şirket alternatif akışkanlar bulmayı amaç edinmiştir. 19. yüzyılın ikinci yarısında ortaya çıkan soğutma sanayiinde ilk zamanlar karbondioksit, amonyak, hava, su, gibi maddeler soğutucu olarak kullanılmışsa da zamanla yapay olarak elde edilen kloroflorokarbon (CFC) ve hidroklorofloro karbon (HCFC) lar bu soğutucuların bir kısmının yerini almış ve yoğun şekilde kullanılmaya başlanmıştır. Soğutucu akışkanlar, soğutma, havalandırma ve ısı pompası sistemlerinde istenilen bölgeden ısıyı absorbe ederek ya dış ortama veya diğer bir ortama taşınım ve iletim yoluyla geçirirler. Soğutucu akışkanlar soğutma görevini tam olarak yerine getirebilmesi için fiziksel ve kimyasal olarak birtakım özellikleri içerisinde barındırıyor olması gerekmektedir. Soğutucu akışkandan beklenen özellikler, uygulama ve istenilen çalışma şartlarının durumuna göre değişmektedir. Tabi ki soğutucu akışkandan beklenilen özelliklerin hepsini yerine getirebilen bir soğutucu akışkan mevcut değildir fakat bunun yanında her akışkanın kendi içerisinde avantaj ve dezavantajları mevcuttur. Soğutucu akışkandan bazı özellikler beklenilmektedir, bunlar aşağıdaki gibi sıralanabilir.

- 1. Pozitif buharlaşma basıncı olmalıdır. Havanın getirdiği su buharının soğuk kısımlarda katılaşarak işletme aksaklıklarına meyden vermesini önlemek için buharlaşma basıncının çevre basıncından bir miktar üzerinde olması gerekir.
- 2. Düşük yoğuşma basıncı olmalıdır.
- 3. Buharlaşma gizli ısısı yüksek olmalıdır, buharlaşma gizli ısısı ne kadar yüksek olursa sistemde o oranda gaz akışkan kullanılacaktır.
- 4. Kimyasal olarak aktif olmamalıdır, tesisat malzemesini etkilememesi, korozif olmaması ve yağlama yağının özelliğini değiştirmemesi gerekir.
- 5. Yanıcı patlayıcı ve zehirli olmamalıdır.
- 6. Kaçakların kolay tespitine imkân veren özellikte olmalıdır. (Koku, renk)
- 7. Ucuz olmalıdır.
- 8. Isı geçirgenliği yüksek olmalıdır.
- 9. Dielektrik olmalıdır.
- 10. Düşük donma derecesi sıcaklığı olmalıdır.
- 11. Yüksek kritik sıcaklığı olmalıdır.
- 12. Özgül hacmi küçük olmalıdır.
- 13. Viskozitesi düşük olmalıdır.

Ayrıca iklimlendirme ve soğutma uygulamalarında kullanılan soğutucu akışkanların ozon tabakası üzerine etkileri de dikkat edilmesi gereken önemli hususlardan biridir. Ozon tabakasının oluşumu, delinmesi ve canlılar üzerinde meydana getirebileceği olası değişiklikler ortaya konmalıdır (Onat, 2004). Tüm soğutucu akışkanlar, saf ve karışımlar olarak başlıca iki

grup halinde listelenmektedir. Bu tez kapsamında ise sadece saf soğutucu akışkanlar üzerinde çeşitli çalışmalar yapılmıştır.

4. YOĞUŞMALI ISI TRANSFERİ KATSAYISININ HESAPLANMASI İÇİN GELİŞTİRİLEN KORELASYONLAR

Yoğuşma ısı transfer verilerini tahmin etmek için birçok analitik araştırmalar mevcuttur. Literatürde, tabakalı, tabakalı dalgalı ve dairesel rejimlere kadar farklı akış yoğunlaşma rejimlerinde ısı transfer katsayısının hesaplanması için önerilen birçok korelasyon vardır. Daha önce bahsedildiği gibi, yoğuşmada, yerçekimi ve eylemsizlik kuvvetleri, akış rejimini belirleyen iki baskın faktördür. Yerçekimine dayalı korelasyonlar tabakalı, dalgalı, slug (kesikli), plug (kurşunlu, tıkaç) ve kabarcık akışını içerirken yerçekimine bağlı akış korelasyonları çoğunlukla Nusselt 'in analizlerine dayanmaktadır. Ara yüzey kayma gerilmeleri, yerçekimi kaynaklı akışa zıt olan dairesel akışta yerçekimi kuvvetlerine oranla daha baskındır. Halkasal akış korelasyonlarını üç ayrı kategoriye ayrılması Dobson ve Choto (1998) tarafından 1998'de önerildi. Bunlar kesme temelli yaklaşımlar, iki fazlı çarpan yaklaşımları ve sınır tabaka yaklaşımlarıdır.

Kaymaya dayalı korelasyonlardan birini de Soliman (1968) ve arkadaşları tarafından 1968'de yatay akış için düzenlenmiştir. Son yıllarda, halka şeklindeki akış korelasyonları esas olarak iki fazlı çarpan ve sınır tabakası korelasyonları karşımıza çıkmaktadır. İki fazlı çarpan korelasyonları için, sıvının tek fazlı ısı transfer katsayısı, iki fazlı bir çarpanla çarpılarak yoğuşma ısı transfer katsayısı hesaplanabilir. Tek fazlı ısı transfer katsayıları tipik olarak Dittus ve Boelter (1930) korelasyonunun modifikasyonları ile tahmin edilir. En ünlü iki fazlı çarpan korelasyonlarından bazıları; Shah (1979), Dobson ve Choto (1998) ve Cavallini ve arkadaşları (2006)'nın ileri sürdüğü korelasyonlardır. Sınır tabaka korelasyonları ise Azer ve diğerleri tarafından geliştirilmiştir (1972). En çok alıntı yapılan sınır tabakası korelasyonlarından biri Haraguchi ve ark. (1994), daha sonra birçok korelasyonu geliştirmek için kullanılan Huang ve ark. (2010) ve Koyoma ve ark. (2003)'te gerçekleştirmiştir. Huang ve arkadaşları deneysel verilere dayalı olarak lineer regresyon ile yeni bir korelasyon önermiştir ve zorlanmış konveksiyon yoğuşma ısı transferi terimi, Haraguchi ve arkadaşlarının ile aynı formata sahiptir. Wang ve arkadaşları (2002) ayrıca, dikdörtgen çok portlu kanallar için deneysel verilerinden türetilen bir sınır katmanı korelasyonunu da geliştirmiştir. Bu tez kapsamında 8 farklı korelasyona yer verip hesaplamalar bu korelasyonlar üzerinden yapılmıştır.

4.1 Akers Korelasyonu

Bu korelasyon yatay borular da $0 \le x \le 1$ ve G <200 [kg/m²s] kütlesel hızlar için tavsiye edilir. (Collier and Thome, 1994)

$$Re_{eq} = G\left[(1-x) + x\left(\frac{\rho_l}{\rho_v}\right)^{1/2}\right]\left(\frac{D_h}{\mu_l}\right)$$
(4.1)

$$\frac{hD}{k_L} = 0.0265 Re_{eq}^{0.8} Pr_L^{1/3} \quad Re_{eq} > 50000$$

$$\frac{hD}{k_L} = 5.035 Re_{eq}^{1/3} Pr_L^{1/3} \quad Re_{eq} \le 50000$$

$$(4.2)$$

(Akers vd, 1959)

4.2 Shah Korelasyonu

Shah tarafından yatay borular için iki ısı transfer rejimi için korelasyon oluşturulmuştur. Zorlanmış taşınım temelli oluşturulan bu korelasyon Dittus-Boetler denkleminin bir fonksiyonu olarak; (Dittus-Boetler, 1930)

$$\frac{hD}{k_L} = 0.023 Re_{lo}^{0.8} Pr_l^{1/3} [(1-x)^{0.8} + \frac{3.8x^{0.76}(1-x)^{0.04}}{P_R^{0.38}}]$$
(4.4)

$$Re_{l0} = \frac{GD_{\rm h}}{\mu_{\rm l}} \tag{4.5}$$

$$P_{\rm R} = \frac{P}{P_{\rm crit}} \tag{4.6}$$

Hesaplanır. (Shah, 1979)

Yatay borular için Shah' ın daha detaylı korelasyonu ise;

$$Z = (\frac{1}{x} - 1)^{0.8} P_r^{0.4} \tag{4.7}$$

$$J_{g} \ge 0.98(Z+0.263)^{-0.62}$$
 ise; (4.8)

$$h_{I} = = 0.023 \left(\frac{k_{l}}{D}\right) Re_{lo}^{0.8} Pr_{l}^{0.4} \left(\frac{\mu_{l}}{\mu_{\nu}}\right)^{(0.0058+0.557Pr)} \left[\frac{3.8x^{0.76}(1-x)^{0.04}}{P_{R}^{0.38}}\right]$$
(4.9)

$$h_{Nu} = 1.32 (Re_{l0})^{-1/3} \left[\frac{\rho_l (\rho_l - \rho_v)}{\mu_l^2} \right]^{1/3}$$
(4.10)

rejim 1

 $h_{tp}=h_{I};$ (4.11)

rejim 2;

 $h_{tp} = h_I + h_{Nu} \tag{4.12}$

(Shah, 2009)

4.4 Dobson ve Chato Korelasyonu

Bu korelasyon R-12, R-22 ve R-134a veri tabanları kullanılarak oluşturulmuştur. Çalışma şartları x=0.1-0.9 buhar kaliteleri, D=3.14 - 7.04 mm boru çapları arasında değişmektedir. Burada G> 500 [kg/m² s] iken ısı transferi katsayısı

$$\frac{hD}{k_{\rm L}} = 0.023 {\rm Re}_{\rm l}^{0.8} {\rm Pr}_{\rm l}^{0.4} \left[1 + \frac{2.22}{{\rm X}_{\rm tt}^{0.89}} \right]$$
(4.13)

$$Re_l = \frac{G(1-x)D_h}{\mu_l} \tag{4.14}$$

$$X_{tt} = \left(\frac{1-x}{x}\right)^{0.9} \left(\frac{\mu_l}{\mu_v}\right)^{0.1} \left(\frac{\rho_v}{\rho_l}\right)^{0.5}$$
(4.15)

Şeklindedir.

Tabakalı-dalgalı akış korelasyonu için Zivi (1964) boşluk fraksiyonu;

$$\varepsilon = \frac{V_{\nu}}{V} = \left[1 + \frac{1 - x}{x} \left(\frac{\rho_{\nu}}{\rho_{l}}\right)^{2/3}\right]^{-1}$$
(4.16)

 $\theta_{\text{tabakali}} = 1 - \cos(2\varepsilon - 1) \tag{4.17}$

Boru için sıvı Galileo sayısı;

$$Ga_{l} = \frac{g\rho_{l}(\rho_{l} - \rho_{v})D^{3}}{\rho_{l}^{2}}$$
(4.18)

Buhar için Reynolds sayısı

$$\operatorname{Re}_{v} = \frac{\mathrm{mD}}{\mathrm{\mu}_{v}} \tag{4.19}$$

Sıvı Jacob sayısı

$$Ja_{l} = \frac{Cpl(Tsat-Tw)}{h_{lg}}$$
(4.20)

Sıvı Froude sayısı

$$Fr_{l} = \frac{m}{\rho_{l}^{2}gD}$$
(4.21)

$$Nu_{dalgali-tabakali} = \frac{h_D D}{k_L} = \frac{0.23 \text{Re}_v^{0.12}}{1+1.11 X_{tt}^{0.58}} \left[\frac{Ga_l Pr_l}{Ja_l} \right]^{0.25} + \left(1 + \left(\frac{\theta_{tabakali}}{\pi} \right) \right) Nu_{tabakali}$$
(4.22)

$$Nu_{dalgali} = 0.0195 Re_l^{0.8} Pr_l^{0.4} \left[1.376 + \frac{C_1}{x_{tt}^{C_2}} \right]$$
(4.23)

$$0 < Fr_1 \le 0.7$$
 $C1 = 4.172 + 5.48Fr_1 - 1.564Fr_1_2$ $C2 = 1.773 - 0.169Fr_1$

$$Fr_1 > 0.7$$
 $C1=7.242$ $C2=1.655$

Halka şeklindeki akıştan tabakalı-dalgalı akışa geçiş kriterleri Soliman (1968) tarafından aşağıdaki gibi verilmiştir.

$$\operatorname{Re}_{l} \leq 1250$$

$$\operatorname{Fr}_{so} = 0.023 Re_{l}^{1.59} \left[\frac{1+1.09X_{tt}^{0.039}}{X_{tt}}\right]^{1.5} \frac{1}{\operatorname{Gal}^{0.5}}$$

$$(4.24)$$

 $Re_l > 1250$

$$Fr_{so} = 1.26Re_l^{1.04} \left[\frac{1+1.09X_{tt}^{0.039}}{X_{tt}}\right]^{1.5} \frac{1}{Ga_l^{0.5}}$$
(4.25)

Soliman (1968) dairesel akıştan dalgalı akışa geçişi $Fr_{so} = 7$ olarak varsayarken, Dobson ve Chato, $Fr_{so} = 20$ 'lik bir geçiş değerinin ısı transfer verilerine daha iyi uyduğunu belirtmiştir. Birçok yöntem belirleyerek ısı transfer verilerinin bulunması için önerilen yöntemler şu şekilde sıralanabilir:

- 500 kg / m²s'den yüksek kütle hızları için, dairesel akış korelasyonu, Nuhalkasal, her zaman kullanılabilir.
- 2) 500 kg / m²s'den düşük kütle hızları için ve $Fr_{so} < 20$ için tabakalı-dalgalı korelasyonda, *Nu*tabakalı kullanılır.
- 3) 500 kg / m²s'den düşük kütle hızları için ve $7 \le Fr_{so} \le 20$ için halkasal ve tabakalıdalgalı korelasyon arasında doğrusal interpolasyon yapılır.

$$Nu = Nu_{halkasal} + \frac{(Fr_{so} - 7)}{13} (Nu_{dalgali-tabakali} - Nu_{halkasal})$$

(Dobson and Chato, 1998)

4.5 Haraguchi Korelasyonu

Haraguchi (1994) 8.4 mm iç çapa sahip yatay düz boruda, R22, R123 ve R134a gibi 3 soğutucu akışkanda ısı transfer katsayısını ve basınç düşüşünü deneysel olarak incelemiş ve ısı

transfer katsayısı için önermiş olduğu korelasyonda X_{tt} ifadesini (4.15) denklemindeki gibi hesaplamış ve ısı transfer katsayısını veren korelasyonu aşağıdaki gibi hesaplamıştır.

$$\varphi_{\nu} = 1 + 0.5 \left(\frac{G}{\sqrt{g D_{h} \rho_{v}(\rho_{l} - \rho_{v})}} \right)^{0.75} X_{tt}$$
(4.26)

$$\frac{hD}{k_L} = 0.0152(1 + 0.6Pr_l^{0.8})\frac{\varphi_v}{X_{tt}}Re_l^{0.77}$$
(4.27)

(Haraguchi vd., 1994)

4.6 Wang Korelasyonu

Wang korelasyonu, geniş kuruluk derecelerinde geçerli olan korelasyondur. Rel denklem (4.14) ve X_{tt} denklem (4.15) denklemi gibi hesaplanır ise;

$$\frac{hD}{k_L} = (0.0274) \Pr_{\rm l} \operatorname{Re}_{\rm l}^{0.6792} \mathrm{x}^{0.2208} \left[\frac{1.376 + 8 \mathrm{X}_{\rm tt}^{1.655}}{\mathrm{X}_{\rm tt}^2} \right]^{0.5}$$
(4.28)

(Wang et al.2002)

4.7 Huang Korelasyonu

R410a ve R410a/yağ temel alınarak yatay borular için oluşturulan bu korelasyonda φ_v denklem (4.26) ile hesaplanır ise;

$$\frac{hD}{k_{\rm L}} = 0.0152(-0.33 + 0.83Pr_l^{0.8})\frac{\varphi_v}{x_{tt}}Re_l^{0.77}$$
(4.29)

(Huang et al., 2010)

4.8 Rohsenow ve Traviss Korelasyonu

Türbülanslı sıvı film yoğuşmasında önerilen etkin korelasyonlardan biri olan bu korelasyonda;

Halka şeklindeki filmin ısıl direnci:

Re_l (4.14) ve X_{tt} (4.15) denklemlerindeki gibi hesaplanır ise;
$$F=5Pr_{l}+5ln(1+5 Pr_{l})+2.5ln(0.00313Re_{l}^{0.812}) \quad 1125 < Re_{l}$$
(4.30)

$$F=5Pr_{l}+5ln(1+Pr_{l}(0.09636Re_{l}^{0.585}-1)) 50< Re_{l}<1125 (4.31)$$

$$F=0.0707 Pr_l Re_l^{0.5} \qquad Re_l < 50 \qquad (4.32)$$

$$F(X_{tt}) = 0.15(\frac{1}{X_{tt}} + \frac{2.85}{X_{tt}^{0.476}})$$
(4.33)

$$0.1 \le F(X_{tt}) \le 1 \qquad Nu_{D=\frac{h_D D}{k_l}} = \frac{\text{Re}_l \text{Pr}_l}{F} F(X_{tt})$$

$$(4.34)$$

$$1 < F(X_{tt}) \le 15$$
 $Nu_{D=\frac{h_D D}{k_l}} = \frac{Re_l Pr_l}{F} [F(X_{tt})]^{1.15}$ (4.35)

Denklemleri çıkarılmıştır. (Traviss vd, 1973)

4.9 El Hajal-J.R. Thome-A.Cavallini Korelasyonu

Bu yoğuşma modeli Kattan (Kattan vd, 1998) akışlı kaynama denklemlerinden türetilmiş olup akış düzeni temelli bir modeldir. Kattan (Kattan vd, 1998) tarafından oluşturulan akış rejimi haritası; tabakalı akış, tabakalı- dalgalı akış, kesikli akış, halkasal akış ve sisli akış olmak üzere beş kısımdan oluşmaktadır. Bu akış rejimleri aşağıdaki şekillerde şematik olarak ifade edilmiştir.



Şekil 4. 1 Tabakalı akış düzeni ile oluşturulmuş boru kesitinin geometrik olarak ifadesi gösterilmiştir.

Basınç farkı sonucu oluşan eksenel akış hareketinin sonucu konvektif yoğuşma, yoğuşma akışkanının yerçekimi etkisiyle hareketi sonucu ile ise de film yoğuşma meydana gelmektedir.

$$h_{Ld} = \frac{h_L}{D}, P_{iD} = \frac{P_i}{D}, A_{LD} = \frac{A_L}{D^2}, A_{vD} = \frac{A_v}{D^2}, A_L = A (1 - \varepsilon) \rightarrow A_v = A_\varepsilon$$

$$\theta_{\text{strat}} = 2\pi - 2[\pi (1 - \varepsilon \left(\frac{3\pi}{2}\right)^{\frac{1}{3}} \left[1 - 2(1 - \varepsilon) + (1 - \varepsilon)^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}}\right] - \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{200}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{20}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3}} = \frac{1}{20}(1 - \varepsilon)\varepsilon [1 - 2(1 - \varepsilon))^{\frac{1}{3}} - \varepsilon^{\frac{1}{3$$

$$A_{LD} = \frac{1}{8} \left[\left(2\pi - \theta_{strat} \right) - \sin \left(2\pi - \theta_{strat} \right) \right]$$
(4.37)

Yazarlar, bu denklemdeki hatanın $0 \le \theta_{strat} \le 2\pi$ aralığında 0.00005 radyandan daha az olduğunu iddia ediyorlar.

$$G_{dalgali} = \left\{ \frac{16A_{\nu D}^3 g D \rho_1 \rho_v}{x^2 \pi^2 [1 - (2h_{Ld} - 1)^2]^{0.5}} \left[\frac{\pi^2}{25h_{lD}^2} \left(\frac{g D^2 \rho_1}{\sigma} \right)^{-1.023} + 1 \right] \right\}^{0.5} + 50 - 75e^{\frac{-x^2 - 0.97}{x(1 - x)}}$$
(4.38)

$$G_{\text{tabakali}} = \left\{ \frac{51211.69A_{LD}A_{\nu D}^{3}\rho_{\nu}(\rho_{l}-\rho_{g})\mu_{l}g}{x^{2}(1-x)\pi^{3}} \right\}^{1/3} + 20x$$
(4.39)

Aralıklı akıştan halkasal akışa geçişte;

$$x_{IA} = \left\{ \left[0.2914 \left(\frac{\rho_{v}}{\rho_{l}} \right)^{-\frac{1}{1.75}} \left(\frac{\mu_{v}}{\mu_{l}} \right)^{-\frac{1}{1.7}} \right] + 1 \right\}^{-1}$$
(4.40)

Halka şeklindeki ve aralıklı akıştan sis akışına geçişte;

$$G_{\text{sisli}} = \left\{ \frac{7680A_{\nu D}^2 \text{gD}\rho_1 [1.138 + 2\log\left(\frac{\pi}{1.5A_{LD}}\right)]^2}{x^2 (\frac{gD^2\rho_1}{\sigma})\pi^2} \right\}^{0.5}$$
(4.41)

Son geçiş bölgesi, çok yüksek kütle hızlarında oluşan kabarcıklı akıştır.

$$G_{\text{baloncuk}} = \left\{ \frac{256A_{\nu D}A_{LD}^{3}D^{1.25}\rho_{1}(\rho_{1}-\rho_{V})g}{0.3164(1-x)^{1.75}\pi^{2}P_{iD}\mu_{l}^{0.25}} \right\}^{1/1.75}$$
(4.42)

Eğer G>G_{dalgalı} ve G < G_{sisli} ve x> x_{IA} ise halkasal Eğer G>G_{dalgalı} ve G<G_{dalgalı} veya G<G_{baloncuk} ve x< x_{IA} ise akış aralıklı Eğer G_{tabakalı} <G < G_{dalgalı} ise dalgalı tabakalı Eğer G<G_{tabakalı} ise tam tabakalı akış olarak adlandırılır.

(ElHajal vd., 2003; Thome vd., 2003)

5. TAKİP EDİLEN HESAPLAMA PROSEDÜRÜ

Tez çalışması çerçevesindeki tüm hesaplamalar JAVA CRİMSON EDİTÖR ile yapılmış olup, soğutucu akışkanların tüm özellikleri ise NIST 'e ait REFPROP 10 verileriyle hesaplanmıştır. Yapılan hesaplamaların sonuçları ise, hata oranı en düşük 5 korelasyona ait ısı transfer katsayıları ve kuruluk derecelerine ait verileri, JAVA CRİMSON EDİTÖR ile grafik haline getirilmiştir, deneysel olarak elde edilen verilerle, ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata oranları Excel'de yüzde olarak hesaplanmış ve tablo haline getirilmiştir. Deneysel verileri bulunmayan akışkanlar için ise farklı koşullarda tezde yer verilen 8 korelasyondan en iyi sonucu veren 6 korelasyon için ısı transfer değerleri hesaplanmış, kuruluk derecelerine karşılık gelen ısı transfer katsayısı grafikler ile gösterilmiştir.

Ortalama Mutlak Hata (OMH) =
$$\frac{1}{N} \sum_{i=1}^{N} \left(\frac{\left| h_{hesaplanan,i} - h_{deneysel,i} \right|}{h_{deneysel}} \right) * 100\%$$
 (5.1)

Ortalama Bağıl Hata (OBH) =
$$\frac{1}{N} \sum_{i=1}^{N} \left(\frac{h_{hesaplanan,i} - h_{deneysel,i}}{h_{deneysel,i}} \right) * 100\%$$
(5.2)

Deneysel olarak R22 akışkanına ait farklı doyma sıcaklıkları ve farklı kütle akış hızlarındaki değerler, mevcut korelasyonlarla hesaplanarak veriler aynı grafik üzerinde gösterilmiştir.



Şekil 5. 1 R22 akışkanının G=45.5 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R22 akışkanının G=45.5 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Haraguchi (1994)	21.34	21.50
Wang (2002)	21.52	21.15
Huang (2010)	45.30	23.53
Shah (2009)	290.52	290.52
Akers (1958)	596.91	596.91

Tablo 5. 1 R22 akışkanın G=45.5 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=45.5 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R22 akışkanı için %21,34 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Haraguchi korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 2 R22 akışkanının G=89.9 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R22 akışkanının G=89.9 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	23.18	23.18
Haraguchi (1994)	42.30	42.30
Huang (2010)	60.52	60.52
Shah (2009)	270.94	270.94
Rohsenow-Traviss (1973)	748.54	748.54

Tablo 5. 2 R22 akışkanın G=89.9 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=89.9 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R22 akışkanı için %23,18 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 3 R22 akışkanının G=120 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R22 akışkanının G=120 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Haraguchi (1994)	4.67	-0.031
Wang (2002)	14.07	-12.48
Huang (2010)	23.39	5.68
Dobson-Choto (1998)	139.67	139.67
Shah (2009)	163.65	159.16

Tablo 5. 3 R22 akışkanın G=120 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=120 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R22 akışkanı için %4,67 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Haraguchi korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

Deneysel olarak R32 akışkanına ait aynı doyma sıcaklıkları ve farklı akış hızlarındaki değerler, mevcut korelasyonlarla hesaplanarak veriler aynı grafik üzerinde gösterilmiştir.



Şekil 5. 4 R32 akışkanının G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R32 akışkanının G=200 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Haraguchi (1994)	19.73	18.96
Huang (2010)	41.47	40.33
Wang (2002)	57.98	57.98
Shah (2009)	89.57	73.72
Akers (1958)	134.46	134.46

Tablo 5. 4 R32 akışkanın G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R32 akışkanı için %19,73 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Haraguchi korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 5 R32 akışkanının G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R32 akışkanının G=400 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Tablo 5, 5 R32 aku	skanın G=400	[kg/m ² s] kütle ak	s hızında ortalama	a mutlak hata ve o	ortalama bağıl hata s	onucları
	3	[3			

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	83.63	83.63
Haraguchi (1994)	87.67	87.67
Huang (2010)	132.79	132.79
Shah (2009)	152.67	151.52
Akers (1958)	201.57	201.57

Tabloda görüldüğü üzere G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R32 akışkanı için %83,63 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 6 R32 akışkanının G=600 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R32 akışkanının G=600 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	77.73	77.73
Haraguchi (1994)	131.42	131.42
Huang (2010)	190.03	190.03
Dobson-Choto (1998)	198.34	198.34
Akers (1958)	208.13	208.13

Tablo 5. 6 R32 akışkanın G=600 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=600 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R32 akışkanı için %77,73 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

Deneysel olarak R134a akışkanına ait aynı doyma sıcaklıkları ve farklı akış hızlarındaki değerler, mevcut korelasyonlarla hesaplanarak veriler aynı grafik üzerinde gösterilmiştir.



Şekil 5. 7 R134a akışkanının G=65 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R134a akışkanının G=65 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Tablo 5. 7 R134a	akışkanın	G=65	[kg/m ² s]	kütle	akış	hızındaki	ortalama	mutlak	hata	ve	ortalama	bağıl	hata
sonuçla	arı												

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	18.30	-2.92
Rohsenow-Traviss (1973)	18.44	18.44
Shah (2009)	18.76	3.24
Wang (2002)	59.31	-59.31
Akers (1958)	61.11	61.11

Tabloda görüldüğü üzere G=65 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R134a akışkanı için %18,30 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu ElHajal-Thome-Cavallini korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 8 R134a akışkanının G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R134a akışkanının G=200 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	42.64	-42.64
Huang (2010)	44.21	-44.21
Shah (2009)	48.83	19.76
Haraguchi (1994)	51.13	-51.13
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	78.76	-78.76

Tablo 5. 8 R134a akışkanın G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R134a akışkanı için %42,64 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 9 R134a akışkanının G=750 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R134a akışkanının G=750 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Haraguchi (1994)	6.11	-0.92
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	14.39	14.39
Huang (2010)	23.97	23.97
Wang (2002)	37.42	-37.42
Dobson-Choto (1998)	45.74	45.74

Tablo 5. 9 R134a akışkanın G=750 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=750[kg/m²s] kütle akış hızındaki R134a akışkanı için %6,11 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Haraguchi korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

R141b akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 10 R141b akışkanının G=40 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R141b akışkanının G=40 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	22.55	-10.86
Shah (2009)	24.54	-24.54
Rohsenow-Traviss (1973)	41.65	-41.65
Dobson-Choto (1998)	52.16	22.51
Huang (2010)	83.64	-83.64

Tablo 5. 10 R141b akışkanın G=40 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=40 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R141b akışkanı için %22,55 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu ElHajal-Thome-Cavallini korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 11 R141bakışkanının G=239 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R141b akışkanının G=239 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	14.68	11.03
Huang (2010)	23.66	-23.66
Shah (2009)	31.13	3.57
Haraguchi (1994)	35.57	-35.57
Rohsenow-Traviss (1973)	72.03	72.03

Tablo 5. 11 R141 akışkanın G=239 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=239 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R141b akışkanı için %14,68 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu ElHajal-Thome-Cavallini korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 12 R141b akışkanının G=398[kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R141b akışkanının G=398 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	10.59	2.57
Huang (2010)	13.96	-6.03
Haraguchi (1994)	23.82	-23.82
Shah (2009)	43.62	-5.56
Wang (2002)	59.21	-59.21

Tablo 5. 12 R141b akışkanın G=398 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=398 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R141b akışkanı için %10,59 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu ElHajal-Thome-Cavallini korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

R152a akışkanın farklı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 13 R152a akışkanının G=75 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ve T_{doy} =40 ℃ sıcaklığındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R152a akışkanının G=75 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	47.09	-43.98
Rohsenow-Traviss (1973)	57.70	57.70
Huang (2010)	58.01	-58.01
Haraguchi (1994)	62.59	-62.59
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	63.40	-63.40

Tablo 5. 13 R152a akışkanın G=75 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=75 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R152a akışkanı için %47,09 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 14 R152a akışkanının G=300 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ve T_{doy}=30℃ sıcaklığında ki ısı transfer değerleri.

Grafikte R152a akışkanının G=300 [kg/m²s] kütle akış hızında ve T_{doy} =30°C sıcaklığındaki yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	23.30	0.32
Haraguchi (1994)	25.89	25.89
Huang (2010)	56.97	54.47
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	59.80	59.80
Rohsenow-Traviss (1973)	281.93	281.93

Tablo 5. 14 R152a akışkanın G=300 [kg/m²s] kütle akış hızında ve T_{doy} =30 °C sıcaklıkta ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=300 [kg/m²s] kütle akış hızında ve T_{doy} =30 °C sıcaklığındaki R152a akışkanı için %23,30 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 15 R152a akışkanının G=300 [kg/m²s] kütle akış hızında ve T_{doy} =40 ℃ sıcaklıktaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R152a akışkanının G=300 [kg/m²s] kütle akış hızında ve T_{doy} =40 °C sıcaklığındaki, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Tablo 5. 15 R152a akışkanın G=30	0 [kg/m ² s] kütle akış hı	zında ve $T_{doy} = 40 \degree C$ sıc	aklıktaki ortalama	mutlak hata
ve ortalama bağıl hata s	sonuçları			

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	17.65	-1.28
Haraguchi (1994)	21.02	21.02
Huang (2010)	45.86	45.86
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	54.50	54.50
Rohsenow-Traviss (1973)	297.89	297.89

Tabloda görüldüğü üzere G=300 [kg/m²s] kütle akış hızında T_{doy} =40°C sıcaklığındaki R152a akışkanı için %17,65 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

R236ea akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 16 R236ea akışkanının G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri.

Grafikte R236ea akışkanının G=100 $[kg/m^2s]$ kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Tablo 5. 16 R236ea akışkanın G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	35.18	-35.18
Rohsenow-Traviss (1973)	40.40	40.40
Huang (2010)	47.84	-47.84
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	50.08	-50.08
Haraguchi (1994)	58.18	-58.18

Tabloda görüldüğü üzere G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R236ea akışkanı için %35,18 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 17 R236ea akışkanının G=400 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R236ea akışkanının G=400 $[kg/m^2s]$ kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Huang (2010)	5.88	5.88
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	18.07	18.07
Haraguchi (1994)	19.04	-19.04
Wang (2002)	24.36	-24.36
Rohsenow-Traviss (1973)	113.51	113.51

Tablo 5. 17 R236ea akışkanın G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R236ea akışkanı için %5,88 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Huang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 18 R236ea akışkanının G=600 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R236ea akışkanının G=600 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Haraguchi (1994)	8.85	-8.51
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	20.89	13.50
Huang (2010)	30.00	19.23
Wang (2002)	35.89	-35.89
Rohsenow-Traviss (1973)	130.36	130.36

Tablo 5. 18 R236ea akışkanın G=600 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=600 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R236ea akışkanı için %8,85 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Haraguchi korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

R600a akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 19 R600a akışkanının G=114 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R600a akışkanının G=114 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	7.21	4.96
Huang (2010)	30.00	-30.00
Wang (2002)	31.39	-31.39
Haraguchi (1994)	39.17	-39.17
Shah (2009)	73.44	56.70

Tablo 5. 19 R600a akışkanın G=114 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=114 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R600a akışkanı için %7,21 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu ElHajal-Thome-Cavallini korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 20 R600a akışkanının G=368 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R600a akışkanının G=368 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Haraguchi (1994)	5.82	5.82
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	11.71	11.71
Huang (2010)	27.29	27.29
Shah (2009)	38.01	9.32
Wang (2002)	38.78	-38.78

Tablo 5. 20 R600a akışkanın G=368 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=368 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R600a akışkanı için %5,82 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Haraguchi korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

R744 akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 21 R744 akışkanının G=400 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R744 akışkanının G=400 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Tablo 5. 21 R744 akışkanın G=400 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Huang (2010)	9.32	-8.79
Haraguchi (1994)	19.86	-5.20
Wang (2002)	27.84	9.68
Shah (2009)	37.05	-15.86
Akers (1958)	87.69	87.69

Tabloda görüldüğü üzere G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R744 akışkanı için %9,32 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Huang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 22 R744 akışkanının G=800 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R744 akışkanının G=800 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Wang (2002)	24.12	1.80
Haraguchi (1994)	26.79	25.51
Huang (2010)	33.64	33.64
Shah (2009)	40.11	-16.92
Akers (1958)	74.67	74.67

Tablo 5. 22 R744 akışkanın G=800 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=800 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R744 akışkanı için %24,12 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Wang korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

R1234yf akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 23 R1234yf akışkanının G=200 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R1234yf akışkanının G=200 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	36.68	-36.68
Rohsenow-Traviss (1973)	46.75	46.75
Huang (2010)	51.62	-51.62
Wang (2002)	57.35	-57.35
Haraguchi (1994)	60.27	-60.27

Tablo 5. 23 R1234yf akışkanın G=200 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=200 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R1234yf akışkanı için %36,68 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu ElHajal-Thome-Cavallini korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.



Şekil 5. 24 R1234yf akışkanının G=800 [kg/m²s]'kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

Grafikte R1234yf akışkanının G=800 [kg/m²s] kütle akış hızında, yatay bir boruda gerçekleşen yoğuşma olayı için deneysel verilere en yakın 5 korelasyonun tahminleri ile deneylerden türetilen bu akışkanın yerel yoğuşma ısı transfer katsayısının karşılaştırılması görülmektedir.

Korelasyonlar	Ortalama Mutlak Hata (%)	Ortalama Bağıl Hata (%)
Haraguchi (1994)	10.07	5.74
El Hajal-Thome-Cavallini (2003)	10.99	-9.50
Huang (2010)	37.06	35.37
Wang (2002)	45.75	-45.75
Rohsenow-Traviss (1973)	162.48	162.48

Tablo 5. 24 R1234yf akışkanın G=800 [kg/m²s]' kütle akış hızındaki ortalama mutlak hata ve ortalama bağıl hata sonuçları

Tabloda görüldüğü üzere G=800 [kg/m²s] kütle akış hızındaki R1234yf akışkanı için %10,07 ortalama mutlak hata ile deneysel sonuca en yakın sonucu Haraguchi korelasyonunun sonuç verdiği görülmektedir.

Verileri deneysel olarak ele alınmayan R1216, R1270, R218, R115, R227ea, R290 soğutucu akışkan için sadece korelasyona bağlı göreceli en iyi sonucu veren 5 korelasyon hesaplamaları grafik üzerinde gösterilmiştir.

R1270 akışkanın aynı doyma sıcaklığı, farklı boru çaplarına ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 25 R1270 akışkanının D=29.6 mm çapındaki ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 26 R1270 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 27 R1270 akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



R1270, G=400 [kg/m²s], T_{doy} =40°C, D = 32 mm

Şekil 5. 28 R1270 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

R1216 akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 29 R1216 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 30 R1216 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 31 R1216 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 32 R1216 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

R290 akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



R290, G=100 [kg/m²s], T_{dov} =40°C, D = 26.9mm

Şekil 5. 33 R290 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 34 R1216 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 35 R290 akışkanının D=26.6 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



R290, G=400 [kg/m²s], T_{doy} =40°C, D = 32 mm

Şekil 5. 36 R290 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

R218 akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 37 R218 akışkanının D=26.9 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 38 R218 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 39 R218 akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



R218, G=400 [kg/m²s], T_{doy} =30°C, D = 32 mm

Şekil 5. 40 R218 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

R227ea akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 41 R227ea akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 42 R227ea akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri


Şekil 5. 43 R227ea akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



R227ea, G=400 [kg/m²s],
$$T_{dov}$$
 =40°C, D = 32mm

Şekil 5. 44 R227ea akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

R115 akışkanın aynı doyma sıcaklığı ve farklı akış hızlarına karşılık gelen deneysel sonuçları ve korelasyonlara bağlı yapılan hesaplamaları aşağıda gösterilmiştir.



Şekil 5. 45 R115 akışkanının D=29.6 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



R115, G=100 [kg/m²s], T_{doy} =30°C, D = 32 mm

Şekil 5. 46 R115 akışkanının D=32 mm çapında ve G=100 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri



Şekil 5. 47 R115 akışkanının D=29.6 mm ve G=400 [kg/m²s]'deki ısı transfer değerleri



R115, G=400 [kg/m²s], T_{doy} =30°C, D = 32 mm

Şekil 5. 48 R115 akışkanının D=32 mm çapında ve G=400 [kg/m²s] kütle akış hızındaki ısı transfer değerleri

6. SONUÇ

Literatürde yapılan deneysel çalışmalardan, akışkanların kuruluk derecelerine göre ısı transfer katsayı değerleri alınarak mevcut korelasyonlarda hesaplama yapılıp aynı grafik üzerinde gösterilmiştir. Literatür de bulunan mevcut korelasyonlar maalesef her akışkan için aynı düzeyde aynı hata oranları ile sonuç vermemektedir. Bunun en önemli sebebi, günümüzde bu konu üzerinde tam olarak genelleşmiş bir korelasyonun mevcut olmayışıdır. Maalesef literatür taraması yapıldığında her saf soğutucu akışkan için deneysel veri mevcut değildir. Bu sebepledir ki, bu tezde 9 soğutucu akışkan için deneysel veriler bulunup aynı şartlar altındaki verilerle sözü geçen korelasyonlarda hesaplamalar yapılmış iken, her akışkan için deneysel veri mevcut olmadığından, 7 akışkan için ise sadece korelasyon sonuçlarına yer verilmiştir. Yine kısa bir literatür taraması yapıldığında, her akışkanın kütle akış hızlarına ve doyma sıcaklıklarına göre de hata değerlerinin değiştiği karşımıza çıkmaktadır. Bazı korelasyonlar, belli kuruluk derecelerinde deneysel sonuçlarla karşılaştırıldığında, düşük yüzde hata oranları ile sonuç verirken, bazıları ise tüm kuruluk derecelerinde deneysel sonuçlara yakın değerler vermektedir.

Bu tezde R22 akışkanına ait 3 farklı kütle akış hızına sahip soğutucunun deneysel verileri alınıp aynı sınır şartlarında 5 korelasyon için hesaplama yapılmıştır. Bu sonuçlar göstermektedir ki; G=45.5 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli düşük kütle akış hızına sahip yoğuşma olayında en iyi sonucu %21,33 ile Haraguchi korelasyonu sağlarken; 0.47 kuruluk derecesine kadar Wang korelasyonu da %9,73 ortalama mutlak hata ile deneysel veriye en yakın sonuç ile karşımıza çıkmaktadır. Dobson ve Choto korelasyonu ve El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonları ise yaklaşık %600'ün üzerinde ortalama mutlak hata oranı ile sonuç vermesi sebebiyle tüm R22 akışkanına ait grafiklerde bu korelasyona yer verilmemiştir. G=89.8 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli orta kütle akış hızında %23,18 ortalama mutlak hata oranı ile Wang korelasyonu, düşük ortalama hata oranına sahip sonuçlar vermekte iken; G=120 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli yüksek kütle akış hızında Haraguchi korelasyonu %4,67 ile deneysel veriye en yakın sonuçla karşımıza çıkmaktadır. Korelasyonlar da kuruluk dereceleri arttıkça yani sınıra yakın yerde ortalama hata oranlarının da yüksek olduğu sonucuna kolaylıkla varabilmekteyiz.

R32 akışkanına ait yine 3 farklı akış hızıyla oluşturulmuş grafiğe bakılacak olursa, El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonu çok yüksek ortalama mutlak hata oranları çıkarması sebebiyle tüm R32 akışkanına ait grafiklere dahil edilmemiştir. G=200[kg/m²s]'de ki gibi göreceli düşük kütle akış hızına sahip yoğuşma olayında ortalama mutlak hata oranı %19,73 ile deneysel sonuçlara en yakın olarak Haraguchi korelasyonunun olduğu sonucuna kolaylıkla varabiliriz. G=400 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli orta kütle akış değerinde iken hata oranları giderek artmaktadır. Shah korelasyonunun başlangıçtan yaklaşık 0.30 kuruluk derecesine kadar

%10,5 gibi ortalama mutlak hata ile sonuç verirken yine diğer korelasyonlara oranla Wang korelasyonu %83,63 ortalama hata oranı ile göreceli deneysel veriye yakın sonuç vermiştir. G=600 [kg/m²s]' de ki gibi göreceli yüksek kütle akış hızında ise Dobson ve Choto korelasyonu kütle akış hızının artması ile hata oranını daha düşük düzeye çekerken, Wang korelasyonu %77,73 ile deneysel veriye en yakın sonuç ile karşımıza çıkmaktadır. Tüm korelasyonlardaki ortalama mutlak hata ise göreceli olarak giderek artmaktadır.

En çok kullanılan akışkan olan, R134a yine 3 farklı düzeydeki kütle akış hızları dikkate alınarak grafik oluşturulmuştur. Bu akışkanda bulunan değerler deneysel verilere oldukça yakın sonuçlar vermektedir. G=65[kg/m²s]'de ki gibi göreceli düşük kütle akış hızına sahip yoğuşma olayında Rohsenow ve Traviss, El Hajal-Thome-Cavallini ve Shah korelasyonları %18'ler de ortalama mutlak hata oranları ile deneysel verilere en yakın sonuçlarla karşımıza çıkmaktadır. Dobson ve Choto korelasyonu yüksek ortalama mutlak hata değerine sahip olduğundan grafikte yer almamıştır. Verilen 5 korelasyon içinde en büyük hatayı %61,11 ile Akers korelasyonunda görmekteyiz. G=200 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli orta kütle akış hızında %43,64 ortalama mutlak hata ile Wang'a ait korelasyon, deneysel veriye yakın sonuç vermektedir. G=750 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli yüksek kütle akış hızında oldukça düşük ortalama mutlak hata sonuçları çıkmaktadır. %6,11 ile Haraguchi korelasyonu bu akış hızında en iyi sonucu verirken daha öncekilerde düşük ortalama hata sonucu veren Rohsenow ve Traviss korelasyonunun deneysel verilerden uzaklaştığı sonucuna varmaktayız.

R141b akışkanına bakıldığında, G=200 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli düşük kütle akış hızında %22,55 ortalama mutlak hata ile El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonu göreceli iyi sonuç verirken akış hızı arttıkça El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonu ise düşük ortalama mutlak hata oranı yüzdesiyle sonuç vermiştir. Huang korelasyonunda olduğu gibi diğer 4 korelasyonda da kütle akış hızı artışı ile ortalama mutlak hata oranı yüzdesi düşüş göstererek deneysel verilere çok yakın sonuçlar çıkarmıştır.

R152a da farklı doyma sıcakları ile farklı kütle akış hızlarına göre hesaplamalar yapılıp bir sonuca varılmak istenmiştir. Wang korelasyonu farklı kütle akış hızı ve farklı doyma sıcaklıklarında en düşük ortalama mutlak hata payına sahip sonucu verirken, doyma sıcaklıklarının farklı oluşu, çok büyük hatalı sonuçlara sebebiyet vermemiştir. Kütle akış hızının değiştirildiği zaman göreceli olarak korelasyonlarda da herhangi bir değişim olmadığı grafiklerle gözler önüne serilmiştir.

R236ea akışkanına bakılacak olursa, akış hızı G=100 [kg/m²s]'de ki gibi göreceli düşük kütle akış hızında Dobson ve Choto ve Akers korelasyonları kötü sonuçlar verdiğinden grafiğe bu korelasyon hesaplamaları dahil edilmemiştir. Yine göreceli olarak deneysel veriye en yakın

sonucu %35,18 ile Wang korelasyonu verirken, G=400 [kg/m²s]'de çoğu korelasyon düşük ortalama mutlak hata oranı ile sonuç vermektedir. %5,88 ile Huang korelasyonu deneysel verilere en yakın sonucu vermiştir. Kütle akış hızının artması ile Rohsenow ve Traviss korelasyonun hata oranı büyük ölçüde artış göstermiştir. Akış hızı G=600 [kg/m²s]'de ise 0.6 kuruluk derecesine kadar %4,45 ile deneysel veriye en yakın sonucu Haraguchi verirken 0.6 kuruluk derecesinden sonra El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonu %3,23 ile deneysel veriye en yakın sonucu vermiştir. Bütün kuruluk derecesi aralığına bakılacak olursa %8,85 ile Haraguchi korelasyonu düşük ortama mutlak hata ile sonuç vermiştir.

R600a akışkanına bakılacak olursa kütle akış hızı G=114 [kg/m²s]'de en iyi sonucu %7,21 ile El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonunda verirken yine Dobson ve Choto korelasyonu oldukça yüksek hata oranına sahip olduğundan grafikte yer verilmemiştir. Akış hızı G=368 [kg/m²s]'de %5,82 ile Haraguchi korelasyonu istenilen düzeyde sonuç verirken El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonu tüm kuruluk dereceleri boyunca benzer bir eğri çizerek yakın sonuçlar çıkarmayı başarmış, göreceli düşük hata oranın sahip değerler sunmuştur.

R744 akışkanına bakılacak olursa, kütle akış hızı G=400 [kg/m²s]'de Huang korelasyonu %9,32 ile istenilen düzeyde sonuç verirken, yüksek kütle akış hızında ise Wang korelasyonu %24,12 ile düşük ortama mutlak hata ile sonuç vermiştir.

R1234yf akışkanında, yüksek kütle akış hızlarında Haraguchi ve El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonu %10 düzeylerinde ortalama mutlak hata ile sonuç verirken Rohsenow-Traviss korelasyonu kütle akış hızına bağlı olarak kütle akış hızı arttıkça ortalama mutlak hata oranları da %46,75 ten %162,48'e çıkarak artış göstermiştir.

R1216, R1270, R218, R115, R227ea ve R290 soğutucu akışkanları için; Genel olarak bu 6 akışkan için bakacak olursak, Akers korelasyonu ve Rohsenow-Traviss korelasyonu akış hızı G=100 [kg/m²s] de yakın sonuçları verirken Shah yüksek hızlarda göreceli olarak grafiklerde aynı tip yönelim göstermiş olup belirli bir kuruluk derecesinden sonra ciddi bir artış eğrisi çizmiştir. Wang, Haraguchi ve Huang korelasyonları ise birbirine çok benzer sonuçlar vermiştir. El Hajal-Thome-Cavallini korelasyonu genel olarak yüksek akış hızlarında düşük hata oranı ile sonuç verirken çoğu akışkan da ise sonuç dahi verememiş çoğunlukla ısı transfer katsayısı artma eğiliminden azalma eğilimine geçmektedir. Bazı akışkanlar için ise Dobson ve Choto korelasyonu da arzu edilen sonuçlar veremediğinden dolayı grafiklerde yer verilmeye gerek duyulmamıştır. Genel olarak bakılacak olursa Shah korelasyonunun 0.3 kuruluk derecelerine kadar düşük hata oranı ile sonuç çıkardığını söyleyebilmek mümkündür. Bunun yanında korelasyonların düşük kaynama noktalarına sahip akışkanlarda hesaplama yapamıyor olması sonucuna da çok rahat varabiliyoruz.

7. ÖNERİLER

Yapılan araştırmalar ve karşılaştırmalar gösteriyor ki yoğuşmalı ısı transfer olaylarında her akışkan için aynı hatayı verecek bir korelasyon henüz mevcut değildir. Her akışkan için farklı koşullar altında farklı korelasyonlar düşük hata oranları ile hesaplama yapmaktadır. Günümüzde de soğutucu akışkan sayısı gün geçtikçe artarken her akışkan için aynı korelasyon denkleminin kullanılması kesin sonuçlar vermeyecektir.

Yapılan bu tezde, birçok akışkanın hangi kuruluk değerlerinde, hangi kütle akış hızlarında, hangi doyma sıcaklıklarında ve hangi boru çaplarında, mevcutta teze dahil edilen 8 korelasyonun vermiş olduğu sonuçlar karşılaştırılmıştır. Bu tez, eldeki bu bilgilerle, hesaplamalar yapılmadan, hangi korelasyonun nasıl sonuç vereceği hususunda fikir sahibi olmak ve göreceli düşük hata oranına sahip korelasyonları seçmek için bir kılavuz kaynak olarak kullanılabilir. Tez kapsamında yapılan çalışmada 70'e yakın akışkanı datasının, bilgisayar ortamında bilgi girişi yapılmış ve 70 'e yakın saf soğutucu akışkanının 8 farklı korelasyona göre hesaplamaları hazır olarak Crimson Editörde mevcut konuma getirilerek, gelecekteki hesaplamaları için kullanılabilir hale getirilmiştir. Her akışkan için düşük hata oranı ile sonuç verecek bir korelasyonun geliştirilmesi gerektiği ve özellikle hangi akış rejiminde çalışıldığı bilinmesi koşuluyla, seçilen korelasyonun sonucu bize daha net bilgiler verecektir.

KAYNAKLAR DİZİNİ

- Akers, W. W., Deans, H. A., and Crosser, O. K. (1959). Condensation Heat Transfer Within Horizontal Tube. Chem. Eng. Prog. Symp. Volume 54-55, 171–176p.
- Aprea C., Greco A ,Vanoli G.P., 2003, Condensation Heat Transfer Coefficients for R22 and R407C in Gravity Driven Flow Regime Within A Smooth Horizontal Tube, International Journal of Refrigeration, Volume 26, Issue 4, 393-401p.
- Cavallini,A., Censi, G., Del Col, D., Doretti, L., Longo, G.A., Rossetto, L., 2001, Experimental Investigation on Condensation Heat Transfer and Pressure Drop of New HFC Refrigerants (R134a, R125, R32, R410A, R236ea) in A Horizontal Smooth Tube, International Journal of Refrigeration, Volume 24, Issue 1, 73-87p.
- Çoban, M. T., Turgut, O.E., 2011, Düz ve Genişletilmiş Borularda Gelen Yoğuşma Denklemlerinin Modellenmesi ve Karşılaştırılması, 18. Ulusal Isı Bilimi ve Tekniği Kongresi Zonguldak
- Çoban, M. T., 2021, Numerical Heat Transfer, Ege Üniversitesi, <u>http://www.turhancoban.com/kitap/NUMERICAL%20HEAT%20TRANSFER.pdf</u> (Erişim tarihi: 19 Ocak 2021)
- Cullen, A.L., Woods, L.C., 1994, Convective Boiling and Condansation, Oxford, Clarendol Press, Third edition, New York, 10-29p.
- **Dalkilic, A. S., Wongwises, S.** 2009., Intensive Literature Review of Condensation Inside Smooth and Enhanced Tubes, International Journal of Heat and Mass Transfer, 52(15-16), 3409–3426.
- Diani, A., Brunello, P., Rossetto, 2020, Condensation Heat Transfer Inside Tubes: Microfin Tube Vs. Smooth Tube, International Journal of Heat and Mass Transfer, R513a, Volume 152
- Dittus, F.W., Boelter, L.M.E., 1930, Engineering Publication 2, University of California, 443p.
- **Dobson, M.K., Chato, J.C.,** 1998, Condensation in Smooth Horizontal Tubes, Journal of Heat Transfer, United States, Volume 120, 193-213p.
- Eckels, S.J., Pate, M.B., 1991, An Experimental Comparison of Evaporation and Condensation Heat Transfer Coefficients for HFC134a and CFC12, Int. J. Refrigeration 14 70–77p.
- **El Hajal, J. , Thome, J.R., Cavallini, A.,** 2003, Condensation in horizontal tubes, part 1 : Two phase flow pattern map, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol 46, pp. 3349-3363

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

- Hewitt, G. F., 1978. Flow Patterns. In Two-Phase Flow and Heat Transfer. Ed. by Butterworth D, Hewitt, G. F., Oxford University Press, 18-39.
- Haraguchi, H., Koyama, S., Fujii, T., 1994. Condensation of Refrigerants HCFC 22, HFC 134a and HCFC 123 In A Horizontal Smooth Tube (2nd Report), Transactions of the Japan Society of Mechanical Engineers Series B, 245-252p.
- Huang, X., Ding. G., Hu, H., Zhu, Y. Peng, H., Gao, Y., Dengo, B., 1994. Influence of Oil On Flow Condensation Heat Transfer of R410A Inside 4.18 mm and 1.6 mm Inner Diameter Horizontal Smooth Tubes, International Journal of Refrigeration, Volume 33, 158-169p.
- Kandlikar, S.G., Shoji, M., Dhir, V.K., 1999, Handbook of Phase Change: Boilling and Condensation, Printed by Edwards Brothers, U.K., 621-622p.
- Kattan, N., Thome, J.R and Favrat, D., 1998a, Flow Boiling in Horizontal Tubes. Part 1: Development of a Diabatic Two Phase Flow Pattern Map, J. Heat Transfer, Vol.120, No.1 140–147p.
- Lee, Y.-T., Hong, S., Chien, L.-H., Lin, W.-H., Yang, A.-S., 2020, Heat Transfer and Pressure Drop of Film Condensation İn A Horizontal Minitube for HFO1234yf Refrigerant, Applied Energy, Volume 274, 115183
- Lee, H., Mudawar, I., Hasan, M.M., 2013, Flow Condensation In Horizontal Tubes, International Journal of Heat and Mass Transfer, Volume 66, 31-45p.
- Longo, G.A., Mancin, S., Righetti, G., Zilio, C., Ceccato, R., Salmaso, L., 2019, Saturated Vapour Condensation of R134a Inside A 4 Mm ID Horizontal Smooth Tube: Comparison With The Low GWP Substitutes R152a, R1234yf and R1234ze(E), International Journal of Heat and Mass Transfer, Volume 133, 461-473p.
- Meyer, J.P., Ewim, D.R.E., 2018, Heat Transfer Coefficients During The Condensation of Low Mass Fluxes In Smooth Horizontal Tubes, International Journal of Multiphase Flow, Volume 99, 485-499p.
- Nasrfard, H., Rahimzadeh, H., Ahmadpour, A., Naderan, H., 2019, Experimental Study of Condensation Heat Transfer for R141b İn Intermittent Flow Regime Within A Smooth Horizontal Tube, Experimental Thermal and Fluid Science, Volume 105, 109-122p.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

- Rabiee, R., Désilets M., Proulx , Ariana, P M., Julien M., 2018, Determination of Condensation Heat Transfer Inside A Horizontal Smooth Tube, International Journal of Heat and Mass Transfer, Volume 124, 816-828p.
- Shah, M.M., 1979, A General Correlation for Heat Transfer During Film Condensation Inside Pipes, International Journal of Heat and Mass Transfer, Volume 22, Issue 4, 549-556p.
- Shah, M.M. 2009, An Improved and Extended General Corroletaion for Heat Transfer During Condensation in Plain Tubes, AHRAE HVAC&R Research, Vol. 15, No. 5, September
- Sarmadian, A., Shafaee, M., Mashouf, H., Mohseni, S.G., 2017, Condensation Heat Transfer and Pressure Drop Characteristics of R-600a In Horizontal Smooth and Helically Dimpled Tubes, Experimental Thermal and Fluid Science, Volume 86, 54-62p.
- Soliman, H. M., Schuster, J. R., and Berenson, P. J. 1968. A General Heat Transfer Correlation for Annular Flow Condensation, J. Heat Transfer, 90, 267–276p.
- Son, C.-H., Oh, H.-K., 2012, Condensation Heat Transfer Characteristics of CO₂ in A Horizontal Smooth and Microfin Tube At High Saturation Temperatures, Applied Thermal Engineering ,Volume 36, 51-62p.
- **Thome, J.R., El Hajal, J., Cavallini, A.**, 2003, Condensation in Horizontal Tubes, Part 2: New Heat Transfer Model Based on Flow Regimes, Int. J. Heat Mass Transf., 3365-3387p.
- Traviss, D. P., Rohsenow, W. M., and Baron, A. B., 1973. Forced Convective Condensation in Tubes: A Heat Transfer Correlation for Condenser Design. ASHRAE Trans., 79 (1), 157– 165p.
- **Torikoshi, K., Ebisu, T.,** 1993, Heat Transfer and Pressure Drop Characteristics of R134a, R32 and A Mixture of R32:R134a Inside A Horizontal Tube, ASHRAE Trans. 90–96p.
- Zhang, H. Fang X, Shang, H., Chen, W., 2015, Flow Condensation Heat Transfer Correlations In Horizontal Channels, International Journal of Refrigeration, Volume 59, 102-114p.
- Zivi, S.M., 1964, Estimation of Steady-State Steam Void-Fraction by Means of the Principle of Minimum Entropy Generation, J. Heat Transfer, Vol. 86, pp. 247-252.

KAYNAKLAR DİZİNİ (devam)

Wang, W.W., Radcliff ,T.D Christensen, R.N., 2002, A Condensation Heat Transfer Correlation for Millimeter-Scale Tubing With Flow Regime Transition, Experimental Thermal and Fluid Science, Volume 26, Sayı 5, 473-485p.

TEŞEKKÜR

Bu çalışma sürecinde benden desteklerini hiçbir zaman esirgemeyen ve kıymetli görüşlerinden yararlandığım değerli hocalarım Doç. Dr. M. Turhan Çoban'a ve Dr. Öğr. Üyesi Oğuz Emrah Turgut' a, desteklerini esirgemeyen ve her zaman benim yanımda olan aileme teşekkürü borç bilirim.

.... / / 20..

İmzası

Adı-Soyadı

ÖZGEÇMİŞ

1995 yılında Kars'ta doğdu. İlköğretimini Kars İsmet Paşa İlköğretim Okulunda tamamladı. Orta öğretimini ise İzmir Vali Erol Çakır Anadolu Lisesinde tamamladı. Atatürk Üniversitesi Makine Mühendisliğini dereceyle bitirdi.

```
public class HT_condensation_inside_ref_tez_akers
{ refrigerant re;
public HT_condensation_inside_ref_tez_akers(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
 // L horizontal length of vertical plate
 // akers
// International Journal of Heat and Mass Transfer Volume 66, November 2013, Pages 31-45
  double tf=(tsat+tw);
  double muv=re.r.viscosity_v(tsat);
  double mul=re.r.viscosity_l(tf);
  double rov=re.r.rov(tsat);
  double rol=re.r.rol(tf);
  double A=Math.PI*D*D/4.0:
  double G=m/A:
  double Rev=(1-x)+(x*Math.sqrt(rol/rov))*m*D/(A*muv);
  double Rel=m^{(1.0-x)}D/(A^{mul});
  double Prl=re.r.Pr_l(tf);
  double hfg=(re.r.h_v(tsat)-re.r.h_l(tsat))*1e3; //J/kg
  double dT=tsat-tw;
  double kl=re.r.k_l(tf);
  double Cpl=re.r.Cpl(tf)*1e3; //J/kgK
  double hfgp=hfg+0.375*Cpl*dT;
  double Nu=0.0;
  double hh=0;
  double g=9.81; //m/s^2
  if(Rev>50000)
   { Nu=0.0265*Math.pow(Rev,0.8)*Math.pow(Prl,0.33);
  hh=Nu*(kl/D);}
  else { Nu=5.035*Math.pow(Rev,0.33)*Math.pow(Prl,0.33);
 hh=Nu*(kl/D);}
  return hh;
```

```
public static void main(String arg[])
{double tsat=; //degree C
double tw=; //degree C
double D=; //m inlet diameter
double L=; //m length of horizontal pipe
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=;
double m=G/A;
double x[]={0,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0}; //kPa
int n=x.length;
double h[]=new double[n];
HT_condensation_inside_ref_tez_akers
hc=new HT_condensation_inside_ref_tez_akers(".....");
```

```
for(int i=0;i<n;i++)
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
System.out.println("x= "+x[i]+" h="+h[i]);
//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);
//System.out.println("h="+h+" W/m^2K");
}
Plot pp=new Plot(x,h);
{pp.addData(x,h);}
pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_akers");
pp.setYlabel("Heat transfer hh W/m^2K");
pp.plot();</pre>
```

public class HT_condensation_inside_ref_tez_ElHajal_Thome_cavallini
{ refrigerant re;
String flow_pattern;
public HT_condensation_inside_ref_tez_ElHajal_Thome_cavallini(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
// m mass flow rate of refrigerant kg(s
// x vapor quality of refrigerant kg vapor/kg total
// L horizontal length
// El Hajal, J., Thome, J.R. and Cavallini, A.(2003).Condensation in Horizontal Tubes, Part 1:
Two-
// Phase Flow Pattern Map, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 46, pp. 3349-3363.
// Condensation in Horizontal Tubes, Part 2: Two Phase Flow Pattern Map, Int. J. Heat Mass
Transfer,
// Vol. 46, pp. 3365-3387.
double tf=(tsat+tw);
double muv=re.r.viscosity_v(tsat);
double mul=re.r.viscosity_l(tf);
double rov=re.r.rov(tsat);
double rol=re.r.rol(tf);
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=m/A;
double Rev=m*D/(A*muv);
double Rel=m*(1.0-x)*D/(A*mul);
double Prl=re.r.Pr_l(tf);
double hfg=(re.r.h_v(tsat)-re.r.h_l(tsat))*1e3; //J/kg
double dT=tsat-tw;
double g=9.806; //m/s^2
double kl=re.r.k_l(tf);
double Cpl=re.r.Cpl(tf)*1e3; //J/kgK
double hfgp=hfg+0.375*Cpl*dT;
double sigma=re.sigma(tsat);
//Homegeneous void fraction
double epsh=1.0/(1+(1.0-x)/x*(rov/rol));

//Non-homegeneous void fraction

double epsra=x/rov/((1.0+0.12*(1.0-x))*(x/rov+(1.0-x)/rol)+

1.18*(1.0-x)*Math.pow((g*sigma*(rol-rov)), 0.25)/G/Math.sqrt(rol));

```
double eps=(epsh-epsra)/Math.log(epsh/epsra);
```

double Al=A*(1.0-eps);

double Av=A*eps;

double Ald=Al/(D*D);

```
double Avd=Av/(D*D);
```

double ul=G*(1.0-x)/(rol*(1.0-eps));

```
double uv=G*x/(rov*eps);
```

```
double teta=0;
```

```
double teta_strat=2.0*Math.PI-2.0*(Math.PI*(1.0-eps)+
```

```
Math.pow(1.5*Math.PI,(1.0/3.0))*(1.0-2.0*(1.0-eps)+Math.pow((1.0-eps),(1.0/3.0))-
```

```
Math.pow(eps,1.0/3.0))-1.0/200.0*(1.0-eps)*eps*(1.0-2.0*(1.0-eps))*(1.0+4.0*((1.0-
```

eps)*(1.0-eps)+eps*eps)));

```
if_x f2 = tet -> Ald - 1.0/8.0*((2.0*Math.PI-tet) - Math.sin(2.0*Math.PI-tet));
```

```
System.out.println("teta_strat="+teta_strat);
```

```
teta_strat=bisection(f2,0.0,1.5*Math.PI);
```

```
System.out.println("teta_strat="+teta_strat);
```

```
double hld=0.5*(1.0-Math.cos((2.0*Math.PI-teta)/2.0));
```

```
double Pid=Math.sin((2.0*Math.PI-teta)/2.0);
```

```
\label{eq:constraint} double \ Gwavy = (16.0*Avd*Avd*g*D*rol*rov/(x*x*Math.PI*Math.PI*Math.sqrt(1.0-(2.0*hld-1.0)*(2.0*hld-1.0)))
```

```
1.0))* (Math.PI*Math.PI/(25.0*hld*hld)*Math.pow((g*D*D*rol/sigma), -1.023) + 1.0) + 50.0 - 1.00) + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 + 1.00 +
```

```
75.0*Math.exp((-x*x-0.97)/(x*(1.0-x)))));
```

```
double \ Gstrat=Math.pow((51211.69*Ald*rov*(rol-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x*(1.0-rov)*mul*g)/(x*x
```

```
x)*Math.PI*Math.PI/(1.0/3.0))+20.0*x;
```

```
double xIA=1.0/((0.2914*Math.pow((rov/rol),(-1.0/1.75))*Math.pow((muv/mul),(-
```

```
1.0/7.0)))+1.0);
```

double

```
Gmist=Math.sqrt(7680.0*Avd*Avd*g*D*rol*Math.pow((1.138+2.0*Math.log(Math.PI/(1.5* Ald))),2.0)/(x*x*Math.PI*Math.PI*(g*D*D*rol/sigma)));
```

```
if(G>Gwavy & G<Gmist && x>xIA)
```

{flow_pattern="annular";}

else if(G>Gwavy & G<Gmist && x<xIA)

{flow_pattern="intermittent";} else if(G<Gwavy & G>Gstrat)

{flow_pattern="Stratified_wavy";}

```
else if(G<Gstrat)
  {flow_pattern="Fully_Stratified";}
  else
  {flow_pattern="Mist";}
  System.out.println("flow pattern = "+flow_pattern);
  double htp=0;
  double hc=0,hf=0;
  double delta=0;
  if(flow_pattern.equals("annular")
                                        || flow_pattern.equals("intermittent")
                                                                                          flow_pattern.equals("Mist"))
  { teta=0.0;
    final double teta1=teta;
    if_x f3=delt->Al-(2.0*Math.PI-teta1)/8.0*(D*D-(D-2.0*delt)*(D-2.0*delt));
    delta=bisection(f3,0.0,0.6*D);
    System.out.println("Al="+Al+"delta="+delta+" "+f3.func(teta_strat));
    double fi=1.0+Math.sqrt(uv/ul)*Math.pow((rol-rov)*g*delta*delta/sigma,0.25);
    hc=0.003*Math.pow(Rel,0.74)*Math.sqrt(Prl)*kl/delta*fi;
         htp=hc;
       }
  else if(flow_pattern.equals("Stratified_wavy"))
  {teta=teta_strat*Math.sqrt((Gwavy-G)/(Gwavy-Gstrat));
  final double teta1=teta;
if_x f3=delt->Al-(2.0*Math.PI-teta1)/8.0*(D*D-(D-2.0*delt)*(D-2.0*delt));
delta=bisection(f3,0.0,0.6*D);
  System.out.println("Al="+Al+"delta="+delta+" "+f3.func(teta_strat));
  double fi=1.0+Math.sqrt(uv/ul)*Math.pow((rol-rov)*g*delta*delta/sigma,0.25);
  hc=0.003*Math.pow(Rel,0.74)*Math.sqrt(Prl)*kl/delta*fi;
  hf=0.728*Math.pow((rol*(rol-rov)*g*hfg*kl*kl*kl/(mul*D*dT)),0.25);
  htp=(hf/2.0*teta+(2*.0*Math.PI-teta)/2.0*hc)/(Math.PI);
  }
  else if(flow_pattern.equals("Fully_Stratified"))
  {teta=teta_strat;
  final double teta1=teta;
  if_x f3=delt->Al-(2.0*Math.PI-teta1)/8.0*(D*D-(D-2.0*delt)*(D-2.0*delt));
  delta=bisection(f3,0.0,0.6*D);
  double fi=1.0+Math.sqrt(uv/ul)*Math.pow((rol-rov)*g*delta*delta/sigma,0.25);
  hc=0.003*Math.pow(Rel,0.74)*Math.sqrt(Prl)*kl/delta*fi;
  hf=0.728*Math.pow((rol*(rol-rov)*g*hfg*kl*kl*kl/(mul*D*dT)),0.25);
```

```
htp=(hf/2.0*teta+(2*.0*Math.PI-teta)/2.0*hc)/(Math.PI); \}
   return htp;}
   public static double bisection(if_x f,double a,double b)
{double b1=1.1*b;
double r=(a+b)/2.0;
 double eps=1.0e-8;
 int nmax=100;
 int i=0;
 while(Math.abs(f.func(r))>eps && i<nmax)</pre>
  {if(f.func(a)*f.func(r)<0) b=r;
  else a=r;
  r=(a+b)/2.0;;
  i++;
  }
 if(i>=nmax) r=bisection(f,a,b1);
 return r;
 }
public static void main(String arg[])
{double tsat=;.... //degree C
double tw=.....; //degree C
double D=....; //m inlet diameter
double L=...; //m length of horizontal pipe
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=....;
double m=G/A;
double x[]={0,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0}; //kPa
int n=x.length;
double h[]=new double[n];
HT_condensation_inside_ref_tez_ElHajal_Thome_cavallini
hc=new HT condensation inside ref tez ElHajal Thome cavallini(".....");
for(int i=0;i<n;i++)</pre>
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
System.out.println("x= "+x[i]+"kg vapor/kg total h="+h[i]+" W/m^2K ");
//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);
//System.out.println("h="+h+" W/m^2K");}
```

Plot pp=new Plot(x,h); {pp.addData(x,h);} pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_ElHajal_Thome_cavallini"); pp.setXlabel(" x"); pp.setYlabel("Heat transfer hh W/m^2K"); pp.plot();

}}

public class HT_condensation_inside_ref_tez_rohsenow_Traviss
{ refrigerant re;
public HT_condensation_inside_ref_tez_rohsenow_Traviss(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
// m mass flow rate
// x vapor quality
// Rohsenow equation
// Reference: Traviss, D.P., Rohsenow, W.M. and Baron A.B.,
// Forced convection condensation inside tubes:a heat trasnfer equation for
// condenser design, ASHRAE Transactions, 79, part1, 157-165 (1973)
double tf=(tsat+tw);
double muv=re.r.viscosity_v(tf);
double mul=re.r.viscosity_l(tf);
double rov=re.r.rov(tf);
double rol=re.r.rol(tf);
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double Rev=m*x*D/(A*muv);
double Rel= $m^{(1.0-x)*D/(A*mul)}$;
double Prl=re.r.Pr_l(tf);
double hfg=(re.r.h_v(tsat)-re.r.h_l(tsat))*1e3; //J/kg
double dT=tsat-tw;
double kl=re.r.k_l(tf);
double Cpl=re.r.Cpl(tf)*1e3; //J/kgK
double hfgp=hfg+0.375*Cpl*dT;
double hh=0.0;
double g=9.81; //m/s^2
double F=0;
double hL=0;
double Xtt=Math.pow(((1.0-x)/x),0.9)*Math.sqrt(rov/rol)*Math.pow((mul/muv),0.1);
double FXtt=0.15*(1.0/Xtt+2.85/Math.pow(Xtt,0.476));
if(Rel>=1125.0)
F=5.0*Prl+5.0*Math.log(1.0+5.0*Prl)+2.5*Math.log(0.00313*Math.pow(Rel,0.812));

else if(Rel>50 && Rel<1125)

```
F=5.0*Prl+5.0*Math.log(1.0+Prl*(0.09636*Math.pow(Rel,0.585)-1.0));
else F=0.707*Prl*Math.sqrt(Rel);
  if(FXtt>=0.1 && FXtt<=1.0)
   {hL=(kl/D)*Rel*Prl/F*FXtt;}
  else if(FXtt>1 && FXtt<=15.0)
   {hL=(kl/D)*Rel*Prl/F*Math.pow(FXtt,1.15);}
  return hL;
}
public static void main(String arg[])
{double tsat=; //degree C
double tw=; //degree C
double D=; //m inlet diameter
double L=; //m length of horizontal pipe
 //double m=0.01388;
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=;
double m=G/A;
double x[]={0,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0}; //kPa
int n=x.length;
double h[]=new double[n];
HT_condensation_inside_ref_tez_rohsenow_Traviss
hc=new HT condensation inside ref tez rohsenow Traviss(".....");
for(int i=0;i<n;i++)</pre>
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
System.out.println("x= "+x[i]+" h="+h[i]);
//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);
//System.out.println("h="+h+" W/m^2K");
}Plot pp=new Plot(x,h);
{pp.addData(x,h);}
pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_rohsenow_Traviss");
pp.setXlabel(" x");
pp.setYlabel("Heat transfer hh W/m^2K");
pp.plot();
}}
```

public class HT_condensation_inside_ref_tez_Haraguchi
{ refrigerant re;
public HT_condensation_inside_ref_tez_Haraguchi(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
// L horizontal length of vertical plate
// Haraguchi Linlin Wang*, Chaobin Dang, Eiji Hihara Experimental study on condensation
heat transfer and
//pressure drop of low GWP refrigerant HFO1234yf in a horizontal tube
double tf=(tsat+tw);
double muv=re.r.viscosity_v(tsat);
double mul=re.r.viscosity_l(tf);
double rov=re.r.rov(tsat);
double rol=re.r.rol(tf);
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=m/A;
double Rev=(1-x)+(x*Math.sqrt(rol/rov))*m*D/(A*muv);
double Rel0=m*D/(A*mul);
double Rel=m*(1.0-x)*D/(A*mul);
double Prl=re.r.Pr_l(tf);
double hfg=(re.r.h_v(tsat)-re.r.h_l(tsat))*1e3; //J/kg
double dT=tsat-tw;
double kl=re.r.k_l(tf);
double Cpl=re.r.Cpl(tf)*1e3; //J/kgK
double hfgp=hfg+0.375*Cpl*dT;
double g=9.81; //m/s^2
double Ga=g*rol*(rol-rov)*D*D*D/(mul-mul);
double Ja=Cpl*(tsat-tw)/hfg;
double Xtt=Math.pow((((1.0-x)/x),0.9)*Math.sqrt(rov/rol)*Math.pow((mul/muv),0.1);
double Z=Math.pow(g*D*rov*(rol-rov),0.5);
double fiv=1+0.5*(Math.pow((G/Z),0.75))*Math.pow(Xtt,0.35);
double b= $0.4*0.6*(Math.sqrt(0.4*((1-x/x))+(rol/rov))/(0.4*((1-x/x))+1));$
double alpha=Math.pow((1+(rov/rol)*((1-x)/x)*b),-1);

```
double \ H=alpha+Math.sqrt(alpha)*(1-Math.sqrt(alpha))*((10*((Math.pow((1-alpha),(0.1)))-(0.1)))*((10*((Math.pow((1-alpha),(0.1)))-(0.1)))))))))
 1))+(0.00017*Rel0));
 double NuF=0.0152*Math.pow(Rel,0.77)*(1+0.6*Math.pow(Prl,0.8)*(fiv/Xtt));
 double Nuv=0.725*Math.pow((Ga*Prl/Ja),(1/4))*H;
 double Nu=Math.pow((NuF*NuF)+(Nuv*Nuv),(0.5));
  double hh=Nu*kl/D;
  return hh;
}
public static void main(String arg[])
{double tsat=; //degree C
double tw=; //degree C
double D=; //m inlet diameter
double L=; //m length of horizontal pipe
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=:
double m=G/A;
double x[]={0,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0}; //kPa
int n=x.length;
double h[]=new double[n];
HT_condensation_inside_ref_tez_Haraguchi
hc=new HT condensation inside ref tez Haraguchi(".....");
for(int i=0;i<n;i++)</pre>
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
System.out.println("x = +x[i] + h = +h[i]);
//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);
//System.out.println("h="+h+" W/m^2K");
}
Plot pp=new Plot(x,h);
{pp.addData(x,h);}
pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_Haraguchi");
pp.setXlabel(" x");
pp.setYlabel("Heat transfer hh W/m^2K");
pp.plot();
```

```
}}
```

public class HT_condensation_inside_ref_tez_Huang
{ refrigerant re;
public HT_condensation_inside_ref_tez_Huang(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
// L horizontal length of vertical plate
// Haraguchi
//International Journal of Heat and Mass Transfer Volume 66, November 2013, Pages 31-45
double tf=(tsat+tw);
double muv=re.r.viscosity_v(tsat);
double mul=re.r.viscosity_l(tf);
double rov=re.r.rov(tsat);
double rol=re.r.rol(tf);
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=m/A;
double Rev=(1-x)+(x*Math.sqrt(rol/rov))*m*D/(A*muv);
double Rel=m*(1.0-x)*D/(A*mul);
double Prl=re.r.Pr_l(tf);
double hfg=(re.r.h_v(tsat)-re.r.h_l(tsat))*1e3; //J/kg
double dT=tsat-tw;
double kl=re.r.k_l(tf);
double Cpl=re.r.Cpl(tf)*1e3; //J/kgK
double hfgp=hfg+0.375*Cpl*dT;
double g=9.81; //m/s^2
double Xtt=Math.pow((((1.0-x)/x),0.9)*Math.sqrt(rov/rol)*Math.pow((mul/muv),0.1);
double Z=Math.pow(g*D*rov*(rol-rov),0.5);
double fiv=1+0.5*(Math.pow((G/Z),0.75))*Math.pow(Xtt,0.35);
double Nu=0.0152*Math.pow(Rel,0.77)*(-1+0.83*Math.pow(Prl,0.8)*(fiv/Xtt));
double hh=Nu*kl/D;
return hh;
}
public static void main(String arg[])
{double tsat=; //degree C
double tw=; //degree C

```
double D=; //m inlet diameter
double L=; //m length of horizontal pipe
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=;
double m=G/A;
double x[]={0,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0}; //kPa
int n=x.length;
double h[]=new double[n];
```

```
HT_condensation_inside_ref_tez_Huang
hc=new HT_condensation_inside_ref_tez_Huang("");
```

```
for(int i=0;i<n;i++)
```

```
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
```

System.out.println("x= "+x[i]+" h="+h[i]);

//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");

```
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
```

//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);

```
//System.out.println("h="+h+" W/m^2K");
```

```
}
```

```
Plot pp=new Plot(x,h);
```

```
{pp.addData(x,h);}
```

```
pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_Huang");
```

pp.setXlabel(" x");

```
pp.setYlabel("Heat \ transfer \ hh \ W/m^2K");
```

pp.plot();

}}

public class HT_condensation_inside_ref_tez_Shah
{ refrigerant re;
public HT_condensation_inside_ref_tez_Shah(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
// m mass flow rate
// x vapor quality
// Shah, M.M. (1979). A General Correlation for Heat Transfer during Film
// Condensation inside of Pipes, Int. J. Heat Mass Transfer, Vol. 22, pp. 547-556.
double tf=(tsat+tw);
double Ps=re.r.Psb(tsat);
double Pc=re.r.Pc;
double Pr=Ps/Pc;
<pre>double muf=re.r.viscosity_l(tf);</pre>
double mug=re.r.viscosity_l(tsat);
double rol=re.r.rol(tf);
double rog=re.r.rov(tsat);
double g=9.806; //m/s^2
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=m/A;
double Relt=m*D/(A*muf);
double Rels=m*D*(1.0-x)/(A*muf);
double Prl=re.r.Pr_l(tf);
double kl=re.r.k_l(tf);
double Z=Math.pow((1.0/x-1),0.8)*Math.pow(Pr,0.4);
double hls=0.023*(kl/D)*Math.pow(Rels,0.8)*Math.pow(Prl,0.4);
double
hI=hls*Math.pow((muf/(14.0*mug)),(0.0058+0.557*Pr))*(1.0+3.8/Math.pow(Z,1.8));
double hNu=1.32*Math.pow(Rels,(-1.0/3.0))*Math.pow((rol*(rol-
rog)*g*kl*kl*kl/muf/muf),(1.0/3.0));
double Jg=x*G/Math.sqrt(g*D*rog*(rol-rog));
double hTP=0;
if(Jg>=1.0/Math.pow((Z+0.263),0.62)) hTP=hI;
else if(Jg<= 0.95/(1.254+2.27*Math.pow(Z,1.249))) hTP=hNu;

```
else hTP=hI+hNu;
  return hTP;
}
public static void main(String arg[])
{double tsat=; //degree C
double tw=; //degree C
double D=; //m inlet diameter
double L=; //m length of horizontal pipe
 //double m=0.01388;
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=;
double m=G/A;
double x[]={0,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0}; //kPa
int n=x.length;
double h[]=new double[n];
HT_condensation_inside_ref_tez_Shah hc=new HT_condensation_inside_ref_tez_Shah("");
for(int i=0;i<n;i++)
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
System.out.println("x= "+x[i]+" h="+h[i]);
//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);
// System.out.println("h="+h+" W/m^2K");
}
Plot pp=new Plot(x,h);
{pp.addData(x,h);}
pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_Shah");
pp.setXlabel(" x");
pp.setYlabel("Heat transfer hh W/m^2K");
pp.plot();
}}
```

public class HT_condensation_inside_ref_tez_Wang
{ refrigerant re;
public HT_condensation_inside_ref_tez_Wang(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
// L horizontal length of vertical plate
// Wang
// International Journal of Heat and Mass Transfer Volume 66, November 2013, Pages 31-45
double tf=(tsat+tw);
double muv=re.r.viscosity_v(tsat);
double mul=re.r.viscosity_l(tf);
double rov=re.r.rov(tsat);
double rol=re.r.rol(tf);
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=m/A;
double Rev=(1-x)+(x*Math.sqrt(rol/rov))*m*D/(A*muv);
double Rel=m*(1.0-x)*D/(A*mul);
double Prl=re.r.Pr_l(tf);
double hfg=(re.r.h_v(tsat)-re.r.h_l(tsat))*1e3; //J/kg
double dT=tsat-tw;
double kl=re.r.k_l(tf);
double Cpl=re.r.Cpl(tf)*1e3; //J/kgK
double hfgp=hfg+0.375*Cpl*dT;
double g=9.81; //m/s^2
double Xtt=Math.pow((((1.0-x)/x),0.9)*Math.sqrt(rov/rol)*Math.pow((mul/muv),0.1);
double
Nu=0.0274*Prl*Math.pow(Rel,0.6792)*Math.pow(x,0.2208)*(Math.pow((1.376+(8*(Math.p
ow(Xtt,1.655)))/(Xtt*Xtt)),0.5));
double hh=Nu*kl/D;
return hh;

public static void main(String arg[])

{double tsat=

}

; //degree C

double tw=; //degree C

double D=; //m inlet diameter

```
double L=;//m length of horizontal pipe
```

```
double A=Math.PI*D*D/4.0;
```

double G=100;

double m=G/A;

//*****eğer her değer için hesaplatmak istiyorsak kullanılıcak kod******

/*double x[]=new double[101];

for(int i=0;i<100;i++)

x[i]=0.01*i;

//double h[]=new double[101];*/

double x[]={0,0.1,0.2,0.3,0.4,0.5,0.6,0.7,0.8,0.9,1.0}; //kPa

int n=x.length;

double h[]=new double[n];

HT_condensation_inside_ref_tez_Wang

hc=new HT_condensation_inside_ref_tez_Wang("");

```
for(int i=0;i<n;i++)
```

```
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
```

```
System.out.println("x = "+x[i]+" h = "+h[i]);
```

```
//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");
```

```
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
```

```
//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);
```

```
//System.out.println("h="+h+" W/m^2K");
```

}

```
Plot pp=new Plot(x,h);
```

pp.addData(x,h);

```
pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_Wang");
```

pp.setXlabel(" x");

```
pp.setYlabel("Heat transfer hh W/m^2K");
```

pp.plot();

}}

Ek 7 Dobson-Chato Korelasyonu Kodu

public class HT_condensation_inside_ref_tez_
{ refrigerant re;
public HT_condensation_inside_ref_tez_Dobson_chato(String namei)
{re=new refrigerant(namei);}
public double h(double m,double x, double tsat,double tw, double D)
{ // tsat : saturation temperature degree C
// tw surface temperature degree C
// L vertical length of vertical plate
// Dobson & Chato
double tf=(tsat+tw);
double muv=re.r.viscosity_v(tsat);
double mul=re.r.viscosity_l(tf);
double rov=re.r.rov(tsat);
double rol=re.r.rol(tf);
double A=Math.PI*D*D/4.0;
double G=m/A;
double Rev=m*D/(A*muv);
double Rel=m*(1.0-x)*D/(A*mul);
double Prl=re.r.Pr_l(tf);
double hfg=(re.r.h_v(tsat)-re.r.h_l(tsat))*1e3; //J/kg
double dT=tsat-tw;
double kl=re.r.k_l(tf);
double Cpl=re.r.Cpl(tf)*1e3; //J/kgK
double hfgp=hfg+0.375*Cpl*dT;
double Nuanuular=0.0;
double Nustratified_wavy=0.0;
double hh=0;
double g=9.81; //m/s^2
double Xtt=Math.pow(((1.0-
x)/x),0.9)*Math.sqrt(rov/rol)*Math.pow((mul/muv),0.1);
Nuanuular=0.023*Math.pow(Rel,0.8)*Math.pow(Prl,0.4)*(1.0+2.22/Math.pow(Xtt,0.
89));
if(G>500) hh=Nuanuular*(kl/D);
else

//Stratified-wavy flow correlation Zivi void fraction[109]:

```
{double eps=1.0/(1+(1.0-x)/x*Math.pow((rov/rol),2.0/3.0));
  double teta_strat=1.0-Math.acos(2.0*eps-1.0);
  double Gal=g*rol*(rol-rov)*D*D*D/(mul*mul);
  double Jal=Cpl*(tsat-tw)/hfg;
  double Frl=m*m/(rol*rol*g*D);
  double Frso=0;
  double C1=0,C2=0;
  if(Frl <= 0.7)
  {C1=4.172+5.48*Frl-1.564*Frl*Frl;
   C2=1.773-0.169*Frl;
   }
  else
  {C1=7.242;C2=1.655;}
  //stratified=strat
  double
Nustrat=0.0195*Math.pow(Rel,0.8)*Math.pow(Prl,0.4)*(1.376+C1/Math.pow(Xtt,C2
));
Nustratified_wavy=0.23*Math.pow(Rev,0.12)/(1.0+1.11*Math.pow(Xtt,0.58)*Math.p
ow((Gal*Prl/Jal),0.25))+(1.0-teta_strat/Math.PI)*Nustrat;
  //Transition criteria from annular flow to stratified-wavy flow is given by
Soliman[110]
  if(Rel<=1250)
{Frso=0.025*Math.pow(Rel,1.59)*Math.pow((1.0+1.09*Math.pow(Xtt,0.039)/Xtt),1.
5)/Math.sqrt(Gal);}
  else
{Frso=1.26*Math.pow(Rel,1.04)*Math.pow((1.0+1.09*Math.pow(Xtt,0.039)/Xtt),1.5)
/Math.sqrt(Gal);}
  if(G<=500 && Frso<20) {hh=Nustratified_wavy*(kl/D);}
  else if(G<=500 && (Frso<20 && Frso>=7)) {hh=(kl/D)*(Nuanuular+(Frso-anti-content))
```

7.0)/13.0*(Nustratified_wavy-Nuanuular));}

```
}
return hh;
```

```
}
```

```
public static void main(String arg[])
{double tsat=40; //degree C
double tw=35; //degree C
double D=0.008; //m inlet diameter
double L=1; //m length of horizontal pipe
//double m=0.152;
  double A=Math.PI*D*D/4.0;
 double G=40;
double m=G*A;
double
          x[]={0.030357634,0.138005502,0.191650619,0.223122421,0.290357634};
//kPa
int n=x.length;
double h[]=new double[n];
HT_condensation_inside_ref_tez_Dobson_chato hc=new
HT_condensation_inside_ref_tez_Dobson_chato("R.....");
for(int i=0;i<n;i++)</pre>
{ h[i]=hc.h(m,x[i],tsat,tw,D);
System.out.println("x= "+x[i]+" h="+h[i]);
//System.out.println("x="+x+" kg vapor/kg total");
//System.out.println("G="+G+" kg vapor/kg total");
//double h=hc.h(m,x,tsat,tw,D);
//System.out.println("h="+h+" W/m^2K");
}
Plot pp=new Plot(x,h);
{pp.addData(x,h);}
pp.setPlabel("HT_condensation_inside_ref_tez_Dobson&chato");
pp.setXlabel(" x");
pp.setYlabel("Heat transfer hh W/m^2K");
pp.plot();
```

```
81
```

```
import java.io.*;
class plotT1A
public static void main(String args[]) throws IOException
//{Plot.file("Dobson_chato r22 tsat=39.6 g=120.txt","sahah
                                                        r22
                                                              tsat=39.6
g=120.txt", "akers r22 tsat=39.6 g=120.txt", "Wang r22 tsat=39.6 g=120.txt", "Huang 22
tsat=39.6 g=120.txt","deneysel 22 tsat=39.6 g=120.txt","Haraguchi tsat=39.6
g=120.txt", "rohsenow_Traviss r22 tsat=39.6 g=120.txt");}
//}
//{Plot.file("Dobson chato r22 tsat=37.1 g=45.5 m=0.1 tw=24.5.txt","Shah r22
tsat=37.1 g=45.5 m=0.1 tw=24.5.txt","akers r22 tsat=37.1 g=45.5 m=0.1
tw=24.5.txt","Wang r22 tsat=37.1 g=45.5 m=0.1 tw=24.5.txt","Huang r22 tsat=37.1
g=45.5
         m=0.1
                 tw=24.5.txt","deneysel
                                       r22
                                             tsat=37.1
                                                       g = 45.5
                                                                m=0.1
tw=24.5.txt","Haraguchi r22 tsat=37.1 g=45.5 m=0.1 tw=24.5.txt","rohsenow_Traviss
r22 tsat=37.1 g=45.5 m=0.1 tw=24.5.txt");}
//}
//{Plot.file("Dobson_chato r22 tsat=38.5 g=89.8 m=0.152 tw=21.3.txt","Shah r22
tsat=38.5 g=89.8 m=0.152 tw=21.3.txt","akers r22 tsat=38.5 g=89.8 m=0.152
tw=21.3.txt","Wang r22 tsat=38.5 g=89.8 m=0.152 tw=21.3.txt","Huang r22 tsat=38.5
        m=0.152
                  tw=21.3.txt","deneysel
                                      r22
                                            tsat=38.5
                                                      g=89.8
g=89.8
                                                              m=0.152
tw=21.3.txt","Haraguchi
                          r22
                                    tsat=38.5
                                                  g=89.8
                                                              m=0.152
tw=21.3.txt","rohsenow_Traviss r22 tsat=38.5 g=89.8 m=0.152 tw=21.3.txt");}
//}
**********************/
//{Plot.file("Dobson_chato R32 tsat=40 g=200 tw=35 d=0.008.txt","Shah R32 tsat=40
g=200 tw=35 d=0.008.txt", "akers R32 tsat=40 g=200 tw=35 d=0.008.txt", "Wang R32
tsat=40 g=200
                tw=35
                      d=0.008.txt","Huang R32
                                                tsat=40 g=200
                                                                tw=35
d=0.008.txt","deneysel R32 tsat=40 g=200 tw=35 d=0.008.txt","Haraguchi R32 tsat=40
              d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R32 tsat=40 g=200 tw=35
g=200 tw=35
d=0.008.txt");}
//}
```

//{Plot.file("Shah R32 tsat=40 g=400 tw=35 d=0.008.txt","akers R32 tsat=40 g=400 tw=35 d=0.008.txt","Wang R32 tsat=40 g=400 tw=35 d=0.008.txt","Huang R32 tsat=40 g=400 tw=35 d=0.008.txt","deneysel R32 tsat=40 g=400 tw=35 d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R32 tsat=40 g=400 tw=35 d=0.008.txt");}

//}

//{Plot.file("Dobson_chato R32 tsat=40 g=600 tw=35 d=0.008.txt","Shah R32 tsat=40 g=600 tw=35 d=0.008.txt", "akers R32 tsat=40 g=600 tw=35 d=0.008.txt", "Wang R32 tw=35 d=0.008.txt","Huang R32 tsat=40 g=600 tsat=40 g=600 tw=35 d=0.008.txt","deneysel R32 tsat=40 g=600 tw=35 d=0.008.txt","Haraguchi R32 tsat=40 g=600 tw=35 d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R32 tsat=40 g=600 tw=35 d=0.008.txt");}

//}

 $\label{eq:20} $$ $$ R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","ElHajal_Thome_cavallini R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","Shah R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","akers R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","akers R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","Huang R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","deneysel R134a$ tsat=40$ g=65$ tw=37$ d=0.008.txt","Haraguchi R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","shere R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","haraguchi R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","shere R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ tsat=40$ g=200$ tw=32$ tsat=40$ tsat=4$

//}

//{Plot.file("Dobson_chato R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","ElHajal_Thome_cavallini R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","Shah R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","akers R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","Wang R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","Huang R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","deneysel R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","Haraguchi R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R134a tsat=40 g=750 tw=33 d=0.008.txt");} //}

R141b //{Plot.file("Dobson_choto g=40 tsat=40d=0.008.txt","ElHajal_Thome_cavallini R141b g=40 tsat=40 d=0.008.txt","Shah R141b g=40 tsat=40 d=0.008.txt", "akers R141b g=40 tsat=40 d=0.008.txt", "Wang R141b g=40 tsat=40 d=0.008.txt", "Huang R141b g=40 tsat=40 d=0.008.txt", "deneysel R141b tsat=40 d=0.008.txt","Haraguchi R141b tsat=40 g=40 g=40 d=0.008.txt", "rohsenow_Traviss R141b g=40 tsat=40 d=0.008.txt"); //} //{Plot.file("Dobson_choto R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt","ElHajal_Thome_cavallini R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt","Shah R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt", "akers R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt", "Wang R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt","Huang R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt","deneysel R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt","Haraguchi R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt", "rohsenow_Traviss R141b g=239 tsat=40 d=0.008.txt"); } //} //{Plot.file("Dobson_choto R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt","ElHajal Thome cavallini R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt","Shah R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt", "akers R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt", "Wang R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt","Huang R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt","deneysel R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt","Haraguchi R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt", "rohsenow_Traviss R141b g=398 tsat=40 d=0.008.txt");} //} **********************/ //{Plot.file("Dobson_choto R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt","ElHajal_Thome_cavallini R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt","Shah R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt", "akers R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt", "Wang R152a d=0.004.txt","Huang tsat=30 g=300 R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt","deneysel R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt","Haraguchi R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt", "rohsenow_Traviss R152a tsat=30 g=300 d=0.004.txt"); } //} //{Plot.file("Dobson_choto R152a tsat=40 g=75 d=0.004.txt","ElHajal_Thome_cavallini R152a tsat=40 g=75 d=0.004.txt","Shah R152a tsat=40 g=75 d=0.004.txt","akers R152a tsat=40 g=75 d=0.004.txt","Wang R152a tsat=40 g=75 d=0.004.txt", "Huang R152a tsat=40 g=75 d=0.004.txt", "deneysel R152a tsat=40 d=0.004.txt","Haraguchi R152a tsat=40 g=75 g=75 d=0.004.txt", "rohsenow_Traviss R152a tsat=40 g=75 d=0.004.txt");}
//}

//{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R152a tsat=40 g=300 d=0.004.txt","Shah R152a tsat=40 g=300 d=0.004.txt","Wang R152a tsat=40 g=300 d=0.004.txt","Huang R152a tsat=40 g=300 d=0.004.txt","deneysel R152a tsat=40 g=300 d=0.004.txt","Haraguchi R152a tsat=40 g=300 d=0.004.txt","rohsenow_Traviss R152a tsat=34 g=300 d=0.004.txt");}

//}

//{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R236ae tsat=40 g=100 tw=32 d=0.008.txt", "Shah R236ae tsat=40 g=100 tw=32 d=0.008.txt", "Wang R236ae tsat=40 d=0.008.txt","Huang g=100 tw=32 R236ae tsat=40 g=100 tw=32d=0.008.txt","deneysel R236ae tsat=40 g=100 tw=32 d=0.008.txt","Haraguchi R236ae tsat=40 g=100 tw=32 d=0.008.txt", "rohsenow_Traviss R236ae tsat=40 g=100 tw=32 d=0.008.txt");}

//}

//{Plot.file("Dobson_choto R236ae tsat=40g=600 tw=32d=0.008.txt","ElHajal_Thome_cavallini R236ae tsat=40 g=600 tw=32d=0.008.txt", "Shah R236ae tsat=40 g=600 tw=32 d=0.008.txt", "akers R236ae tsat=40 g=600 tw=32 d=0.008.txt", "Wang R236ae tsat=40 g=600 tw=32 d=0.008.txt", "Huang R236ae tsat=40 g=600 tw=32 d=0.008.txt","deneysel R236ae tsat=40 g=600 tw=32 d=0.008.txt","Haraguchi R236ae tsat=40 g=600 tw=32d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R236ae tsat=40 g=600 tw=32 d=0.008.txt");} //}

//{Plot.file("Dobson_choto R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt","ElHajal_Thome_cavallini R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt","Shah R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt","akers R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt", "Wang R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt", "Huang R236ae tsat=40 g=400 tw=36d=0.008.txt","deneysel R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt","Haraguchi R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt","rohsenow_Traviss R236ae tsat=40 g=400 tw=36 d=0.008.txt");} //}

//{Plot.file("Dobson_chotoR600atsat=40g=114d=0.0083.txt","ElHajal_Thome_cavalliniR600atsat=40g=114d=0.0083.txt","ShahR600atsat=40g=114d=0.0083.txt","akersR600atsat=40g=114d=0.0083.txt","WangR600atsat=40g=114d=0.0083.txt","HuangR600atsat=40g=114

d=0.0083.txt","deneysel R600a tsat=40 g=114 d=0.0083.txt","Haraguchi R600a tsat=40 g=114 d=0.0083.txt","rohsenow_Traviss R600a tsat=40 g=114 d=0.0083.txt");}

//{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R600a tsat=40 g=368 d=0.0083.txt","Shah R600a tsat=40 g=368 d=0.0083.txt", "akers R600a tsat=40 g=368 d=0.0083.txt", "Wang R600a tsat=40 g=368 d=0.0083.txt","Huang R600a g=368 tsat=40 d=0.0083.txt", "deneysel R600a tsat=40 g=368 d=0.0083.txt", "Haraguchi R600a tsat=40 g=368 d=0.0083.txt","rohsenow Traviss R600a tsat=40 g=368 d=0.0083.txt");}

//}

//{Plot.file("Dobson_choto R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt","ElHajal_Thome_cavallini R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt","Shah R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt", "akers R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt", "Wang R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt","Huang R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt","deneysel R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt","Haraguchi R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt", "rohsenow_Traviss R744 g=400 tsat=20 d=0.00495.txt"); //}

 $\label{eq:product} $$ //{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R744 g=800 tsat=20 d=0.00495.txt", "Shah R744 g=800 tsat=20 d=0.00495.txt", "akers R744 g=800 tsat=20 d=0.00495.txt", "Wang R744 g=800 tsat=20 d=0.00495.txt", "Huang R744 g=800 tsat=20 d=0.00495.txt", "deneysel R744 g=800 tsat=20 d=0.00495.txt", "Haraguchi R744 g=800 tsat=20 d=0.00495.txt"); } //}$

//{Plot.file("Dobson_choto R1234yf g=200 tsat=15 tw=14.5 d=0.004.txt","ElHajal_Thome_cavallini R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt","Shah R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt","akers R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt","Wang R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt","Huang R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt","deneysel R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt","Haraguchi R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt", "rohsenow_Traviss R1234yf tsat=15 g=200 tw=14.5 d=0.004.txt"); //}

//{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R1234yf tsat=15 g=800 tw=14.5 d=0.004.txt","Shah R1234yf tsat=15 g=800 tw=14.5 d=0.004.txt","Wang R1234yf tsat=15 g=800 tw=14.5 d=0.004.txt","Huang R1234yf tsat=15 g=800 tw=14.5

d=0.004.txt","deneysel R1234yf tsat=15 g=800 tw=14.5 d=0.004.txt","Haraguchi R1234yf tsat=15 g=800 tw=14.5 d=0.004.txt","rohsenow_Traviss R1234yf tsat=15 g=800 tw=14.5 d=0.004.txt'');//} *********************************/ //{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R1270 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","Shah R1270 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "akers R1270 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "Wang d=0.0269.txt","Huang R1270 tsat=40 g=100 R1270 g=100 tsat=40d=0.0269.txt", "Haraguchi R1270 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "rohsenow_Traviss R1270 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt");} //} //{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R1270 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt","Shah R1270 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "akers R1270 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Wang R1270 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt","Huang R1270 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Haraguchi R1270 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "rohsenow_Traviss R1270 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt");} //} //{Plot.file("Dobson_choto R1216 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","Shah R1216 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "akers R1216 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "Wang R1216 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","Huang R1216 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","Haraguchi R1216 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","rohsenow_Traviss R1216 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt");} //} //{Plot.file("Dobson_choto R1216 tsat=40g=400 d=0.0269.txt","ElHajal_Thome_cavallini R1216 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt","Shah R1216 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "akers R1216 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Wang R1216 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt","Huang R1216 g=400 tsat=40 d=0.0269.txt", "Haraguchi R1216 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "rohsenow_Traviss R1216 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt");} //} //{Plot.file("Dobson_choto g=100 R290 tsat=40 d=0.0269.txt","ElHajal_Thome_cavallini R290 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","Shah R290 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "akers R290 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "Wang

R290 d=0.0269.txt","Huang tsat=40g=100 R290 tsat=40g=100 d=0.0269.txt", "Haraguchi R290 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "rohsenow_Traviss R290 tsat=40 g=100 d=0.0269.txt'');//} //{Plot.file("Dobson_chato R290 g=400 tsat=40d=0.0269.txt", "ElHajal Thome cavallini R290 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Shah R290 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "akers R290 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Wang R290 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt","Huang R290 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Haraguchi R290 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "rohsenow Traviss R290 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt");//} //{Plot.file("Shah R218 tsat=30 g=100 d=0.0269.txt","akers R218 tsat=30 g=100 d=0.0269.txt", "Wang R218 tsat=30 g=100 d=0.0269.txt", "Huang R218 tsat=30 g=100 d=0.0269.txt", "Haraguchi R218 tsat=30 g=100 d=0.0269.txt", "rohsenow_Traviss R218 tsat=30 g=100 d=0.0269.txt'');//} //{Plot.file("Shah R218 tsat=30 g=400 d=0.0269.txt","akers R218 tsat=30 g=400 d=0.0269.txt","Wang R218 tsat=30 g=400 d=0.0269.txt","Huang R218 tsat=30 g=400 d=0.0269.txt","Haraguchi R218 tsat=30 g=400 d=0.0269.txt", "Rohsenow_Traviss R218 tsat=30 g=400 d=0.0269.txt"); //} //{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R227ea tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","Shah R227ea tsat=40 g=100 d=0.0269.txt","akers R227ea tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "Wang R227ea tsat=40 g=100 d=0.0269.txt", "Huang R227ea tsat=40 d=0.0269.txt","Haraguchi g=100 R227ea tsat=40g=100 d=0.0269.txt", "rohsenow_Traviss R227ea tsat=40 g=100 d=0.0269.txt"); } //} //{Plot.file("ElHajal_Thome_cavallini R227ea tsat=40 g=400 d=0.0269.txt","Shah R227ea tsat=40 d=0.0269.txt","akers R227ea g=400 tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Wang R227ea tsat=40 g=400 d=0.0269.txt", "Huang R227ea tsat=40 d=0.0269.txt","Haraguchi R227ea g=400 g=400 tsat=40 d=0.0269.txt", "rohsenow_Traviss R227ea tsat=40 g=400 d=0.0269.txt"); //}

