

46855

T.C.

EGE ÜNİVERSİTESİ

FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

GIDA MÜHENDİSLİĞİ ANABİLİM DALI

Kod No: 10.2700.0000.050

ÇİFT BORULU ISI DEĞİŞTİRİCİLERDE İKİ BORU ARASINDAN
LAMİNER REJİMDE AKAN PSEUDOPLASTİK AKIŞKANLARIN
ISI VE MOMENTUM AKTARIMININ İNCELENMESİ

DOKTORA TEZİ

Semih Tevfik ENGEZ

Tez Yöneticisi

Prof.Dr. Coşkan ILICALI

Bornova - İZMİR

1995

ÖNSÖZ

Gıdaların çoğu katı-sıvı karışımıdır. Bu nedenle Newton viskozite kuralına uymazlar. Sıvı gıda maddelerinin üretimi sırasında hammadde ya da son ürüne uygulanan ısılı işlemlerde çeşitli ısı değıştirciler kullanılmaktadır. Çift borulu ısı değıştirciler bunlardan biridir.

Çift borulu ısı değıştircilerde ısıtılacak ya da soğutulacak materyal genellikle iç borudan, ısıtma ortamı iki boru arasındaki halkasal boşluktan akmaktadır. Isı kazanımının söz konusu olduğu rejenere sistemlerde halkasal boşluktan da ısıtılacak materyal geçirilebilmektedir. Newton-dışı özellik gösteren gıda maddelerinin kıvamlılıkları çok yüksek olduğundan akışrejimleri kargaşalıdan çok laminar olmaktadır. Bu tip akışkanların halkasal boşlukta laminar rejimde akışında ısı ve momentum aktarımının incelenmesi çift borulu ısı değıştircilerin tasarımı ve bu ısı değıştirciler için yapılacak hesaplamaları kolaylaştıracaktır.

TEŞEKKÜR

Bu çalışmam sırasında bilgi ve tecrübeleri ile bana yol gösteren değerli hocam Sayın Prof. Dr. Coşkan ILICALI'ya teşekkür ederim.



ÖZET

Gıdaların işlenmelerinin çeşitli aşamalarında pastörizasyon, sterilizasyon, soğutma ve konsantre etme gibi ısı işlemler geniş çapta uygulanmaktadır. Akışkan gıdalara ısı işlemler genellikle sürekli çalıştırılabilen ısı değiştiricilerinde uygulanmaktadır. Isı değiştirici boyunca gıdanın fiziksel ve ısı özellikleri, özellikle kıvamlılığı değiştiğinden bu özelliklerin değişimine bağlı olarak ısı ve momentum aktarımı da değişmektedir.

Bu çalışmada çift borulu ısı değiştiricilerinde iki boru arasında laminer rejimde akan pseudoplastik akışkanların ısı ve momentum aktarımını inceleyerek ısı değiştiricilerin boyutlandırılması için kullanılabilir bir korelasyon geliştirmek ve var olan yöntemleri sınamak amaçlanmıştır. Bunun için bir bilgisayar programı geliştirilmiş, programın basınç düşmesi öngörülerini Newton akışkanı olan su için doğrulandıktan sonra deneysel doğrulama yapmak üzere çift borulu ısı değiştiricisinde veriler alınmıştır. Denemelerde karbosimetilselüloz'un (CMC) % 1 ve % 2'lik sulu çözeltileri ve melas kullanılmıştır. Basınç düşmesi denemeleri değişik sıcaklıklara getirilen çözeltilerin çift borulu ısı değiştiricisinden geçirilmesi ile yapılmıştır. Denemeler, Re sayısının $6.8 \cdot 10^{-4}$ -3.2 değerleri arasında gerçekleştirilmiştir. Deney sonuçları literatürlerden bulunan ve eşsıcaklıkta basınç düşmesini öngören denklemlerle karşılaştırılmıştır. Sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel and Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979) yöntemlerinin karşılaştırılmasında mutlak ortalama hatalar sırası ile % 13.5, 13.52, 13.79 ve 16.79 olarak bulunmuştur. Isıtma denemeleri aynı ısı değiştiricisinde, ısıtma ortamı olarak sıcak su kullanılarak Gz sayısının 0.28-21.74 değerleri arasında gerçekleştirilmiştir. Duvar sıcaklığının ısı değiştiricisi boyunca sabit olduğu varsayılarak program, değişik Gz sayıları için ($0.2 < Gz < 142.7$) ve yarıçaplar oranı için ($0.1 \leq k \leq 0.9$) çalıştırılmış, elde edilen sonuçlar korele edilerek aşağıdaki denklemler elde edilmiştir.

$$Gz \leq 8.16 \left[\frac{\kappa}{1-\kappa} \right]^{\frac{2}{3}} \text{ için,}$$

$$Nu = 0.322 \left[\frac{1-\kappa}{\kappa} \right] \left[Gz^{\frac{1}{3}} \delta^{\frac{1}{3}} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right]^{3.01\kappa^{0.05}}$$

$$Gz > 8.16 \left[\frac{\kappa}{1-\kappa} \right]^{\frac{2}{3}} \text{ için,}$$

$$Nu = 7.8(1-\kappa)^{3.1} + 1.477 \left[\frac{1-\kappa}{\kappa} \right]^{0.205} \left[Gz^{\frac{1}{3}} \delta^{\frac{1}{3}} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right]$$

Sayısal çözüm ve denklem çözümlerinin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması ile sayısal çözümün % 11.16, denklem ile yapılan çözümün % 14.1 ortalama mutlak hata vermiştir. Bu sonuçlardan, elde edilen denklemlerin pseudoplastik akışkanların halkasal boşlukta laminar rejimde akışında ısı aktarımı hesaplamalarında kullanılması mümkündür.

SUMMARY

Thermal operations like pasteurisation, heating, cooling or concentrating are widely used in food processing plants. For fluid foods continuous heat exchangers are generally used for these applications. The thermophysical properties of foods especially the consistency coefficient are strongly affected by temperature changes. Therefore, heat and momentum transfer along the heat exchanger change depending on the change of the temperature of foodstuff.

The aim of this study was to investigate the heat and momentum transfer to pseudoplastic fluids flowing in the annulus of a double-pipe heat exchanger in the laminar regime. The development of a correlation which may be used for the thermal design of double-pipe heat exchangers was attempted. The performance of the existing correlations was also tested. A computer program was developed. The predictions of this program for pressure drops were compared with the values for a Newtonian fluid (water). The experimental data were collected in the annulus of a double pipe heat exchanger. In the experiments aqueous solutions of carboxymethylcellulose (CMC) and molasses were used at different temperatures and mass flow rates. Re number range was 6.8×10^{-4} -3.2. The methods from the literature and numerical solutions were compared with experimental results. The absolute mean errors were found for numerical, Frederickson and Bird (1958), Russel and Christiansen (1974) and Hanks and Larsen (1979) methods as 13.5, 13.52, 13.79 and 16.79 %, respectively. The heating experiments were made in the same heat exchanger by using hot water as the heating medium. The inner wall temperature of the double-pipe heat exchanger was assumed to be constant along the heat exchanger. Gz number range was 0.28-21.74. The computer program was run for different Gz number ($0.20 \leq Gz \leq 142.7$) and radii ratios ($0.1 \leq k \leq 0.9$) and the results were correlated as,

$$\text{for } Gz \leq 8.16 \left[\frac{\kappa}{1-\kappa} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$Nu = 0.322 \left[\frac{1-\kappa}{\kappa} \right] \left[Gz^{\frac{1}{3}} \delta^{\frac{1}{3}} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right]^{3.01\kappa^{0.05}}$$

$$\text{for } Gz > 8.16 \left[\frac{\kappa}{1-\kappa} \right]^{\frac{2}{3}}$$

$$Nu = 7.8(1-\kappa)^{3.1} + 1.477 \left[\frac{1-\kappa}{\kappa} \right]^{0.205} \left[Gz^{\frac{1}{3}} \delta^{\frac{1}{3}} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right]$$

The numerical results and the predictions of the proposed correlation were compared with the experimental values. The mean absolute errors were found to be equal to 11.16 % and 14.1 % for the numerical and the proposed correlation, respectively. It has been concluded that the proposed correlation is useful for the calculations of laminar heat transfer in annulus for pseudoplastic fluids.

İÇİNDEKİLER

- ŞEKİLLER LİSTESİ	i
- ÇİZELGELER LİSTESİ	iv
- EKLER LİSTESİ	v
- SİMGELER	vi
- BİLGİSAYAR PROGRAMINDA KULLANILAN DEĞİŞKENLER	x
1. GİRİŞ	1
2. LİTERATÜR ÖZETİ	2
2.1. Akışkanların Reolojik Özellikleri	2
2.1.1. Newton Akışkanları	2
2.1.2. Newton-Dışı (Non-Newtonian) Akışkanlar	3
2.2. Newton-Dışı Akışkanların Borularda Laminer Akışı	5
2.2.1. Newton-Dışı Akışkanların Borularda Akışında Hız Profilinin Bulunması	6
2.3. Newton-dışı Akışkanların İki Boru Arasındaki Halkasal Boşluktan (Annulus) Laminer Rejimde Akışı	6
2.4. Newton-dışı Akışkanların Borularda Laminer Rejimde Akışında Isı Aktarımı	15
2.5. Newton-dışı Akışkanların Halkasal Boşlukta Laminer Rejimde Akışında Isı Aktarımı	17
3. ÖZDEK ve YÖNTEM	24
3.1. Özdek	24
3.2. Yöntem	24
3.2.1. Deney Düzeneği	24

3.2.2. Deney Özdeklerinin Isıl ve Fiziksel Özelliklerinin Belirlenmesi	26
3.2.3. Halkasal Boşlukta Maksimum Hız Noktasının (λ) Sayısal Olarak Hesaplanması	27
3.2.4. Halkasal Boşlukta Hız Profilinin Sayısal Olarak Hesaplanması	28
3.2.5. Halkasal Boşlukta Basınç Düşmesinin Hesaplanması	28
3.2.6. Halkasal Boşlukta Sıcaklık Profilinin Hesaplanması	29
3.2.7. Sıcaklık Profilinden Ortalama Kütlesel Sıcaklığının Hesaplanması	32
3.2.8. Ortalama Isı Aktarım Katsayısının Hesaplanması	32
3.2.9. Dış Ortam Isı Aktarım Katsayısının ve Isı Değiştirici Yüzeyinden Olan Isı Kaybının Hesaplanması	34
3.2.10. Nu Sayısı Korelasyonunun Bulunması	35
3.2.10. Bilgisayar Programının Çalıştırılması	36
4. BULGULAR ve TARTIŞMA	37
4.1. Halkasal Boşlukta Maksimum Hız Noktasının Bulunması	37
4.2. Halkasal Boşlukta Basınç Düşmesinin Hesaplanması	38
4.3. Nu Sayısının Hesaplanması İçin Geliştirilen Korelasyon	48
5. SONUÇ	58
6. KAYNAKLAR	59
7. EKLER	65

ŞEKİLLER LİSTESİ

- 2.1. İki paralel plaka arasında kararlı laminar kayma hareketi.
- 2.2. Değişik tip akışkanlar için kayma hızı ve kayma gerilimi arasındaki ilişki.
- 2.3. İki boru arasında eksenel akışta kayma gerilimi ve hız dağılımı.
- 2.4. Halkasal boşlukta laminar rejimde akan üssel kuralla uyan akışkanlar için $\gamma(1/n, \kappa)$ ilişkisi.
- 2.5. İç yüzeyde sabit bir ısı akışı ve dış yüzey izole edilmiş durum için Nu sayısı ve boyutsuz eksenel uzaklık arasındaki ilişki.
- 2.6. İç yüzeyde sıcaklıkta değişim ve dış yüzey izole edilmiş durum için Nu sayısı ve boyutsuz eksenel uzaklık arasındaki ilişki.
- 2.7. İç yüzeyde sıcaklıkta değişim ve dış yüzey T_e sıcaklığında olduğu durum için Nu sayısı ve boyutsuz eksenel uzaklık arasındaki ilişki.
- 3.1. Denemelerde kullanılan çift borulu ısı değiştirici ve ısıleşmanometre yerleşim düzeni.
- 3.2. Bir halkasal boşlukta yarıçapsal pozisyonların yerleşimi.
- 3.3. Isı değiştiricide giriş-çıkış sıcaklıklarının şematik gösterimi.
- 3.4. Değişik yarıçap oranları için Nu ile $[Gz^{1/3} \delta^{1/3} (K_b/K_w)^{0.14}]$ arasında çizilen grafik.
- 4.1. % 1'lik CMC çözeltisi için ($K=0.11 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.84$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.2. % 1'lik CMC çözeltisi için ($K=0.66 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.84$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.3. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=1.98 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.72$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.

- 4.4. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=2.42 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.71$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.5. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=5.90 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.62$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.6. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=6.23 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.62$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.7. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=7.81 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.62$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.8. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=9.28 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.59$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.9. Melas için (30.4°C) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.10. Melas için (40.4°C) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.11. Melas için (50.3°C) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.
- 4.12. CMC ve Newton akışkanı için değişik yarıçap oranlarında Nu ve $[Gz^{1/3}\delta^{1/3}(K_b/K_w)^{0.14}]$ arasında çizilen grafik.
- 4.13. % 2'lik CMC çözeltisi için sayısal ve denklemlerle elde edilen Nu sayıları arasındaki ilişki.
- 4.14. Melas için sayısal ve denklemlerle elde edilen Nu sayıları arasındaki ilişki.
- 4.15. % 2'lik CMC ve melas ile yapılan denemelerden bulunan Nu sayılarının sayısal olarak hesaplanan Nu sayıları ile karşılaştırılması.
- 4.16. % 2'lik CMC ve melas ile yapılan denemelerden bulunan Nu sayılarının denklem kullanılarak hesaplanan Nu sayıları ile karşılaştırılması.

4.17. Deneysel verilerle yapılan sayısal ve denklem çözümlerinin karşılaştırılması.



ÇİZELGELER LİSTESİ

2.1. K ve n'e bağlı olarak λ değerleri.

4.1. Maksimum hız noktası için sayısal ve Hanks and Larsen (1979)'daki değerlerin karşılaştırılması.

4.2. Newton akışkanları için 10 değişik akış hızında yapılan hesaplamaların karşılaştırılması.

4.3. Hesaplanan ve deneysel K ve n değerlerinin istatistiksel değerlendirmesi.

4.4. % 1'lik CMC çözeltisi için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

4.5. % 2'lik CMC çözeltisi için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

4.6. Melas (30.4°C) için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

4.7. Melas (40.4°C) için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

4.8. Melas (50.3°C) için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

4.9. Sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin 121 adet deney verisi ile karşılaştırılması.

4.10. % 2'lik CMC çözeltisi için ısıtma deneme sonuçlarının istatistiksel değerlendirmesi.

4.11. Melas için ısıtma deneme sonuçlarının istatistiksel değerlendirmesi.

4.12. Sayısal ve denklemlerle yapılan çözümlerin deneysel verilerle karşılaştırılması.

4.13. Denklem 46'nın sonuçlarının sayısal yöntemle karşılaştırılmasının istatistiksel değerlendirilmesi.

4.14. Uzun boru için çözümlerin deneysel verilerle karşılaştırılmasının istatistiksel değerlendirmesi.

EKLER LİSTESİ

EK 1. Oluşturulan bilgisayar programı

EK 2. Grafiklerden bulunan K ve n değerlerinin deneysel değerlerle karşılaştırılması.

EK 3. % 1'lik CMC çözeltisi için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

EK 4. % 2'lik CMC çözeltisi için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

EK 5. Melas (30.4°C) için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

EK 6. Melas (40.4°C) için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

EK 7. Melas (50.3°C) için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

EK 8. Sayısal ve geliştirilen korelasyonun deneysel verilerle karşılaştırılması (% 2'lik CMC çözeltisi).

EK 9. Sayısal ve geliştirilen korelasyonun deneysel verilerle karşılaştırılması (Melas).

EK 10. Tanaka and Mitsuishi (1975) yönteminin sayısal çözümle karşılaştırılması.

EK 11. Uzun boru çözümlerinin deneysel verilerle karşılaştırılması.

SİMGELER

A	: Alan (m^2)
A,B,C	: Denklem 6, 8, 9, 10, 11 ve 16'daki empirik sabitler
C_n	: Sabit (Denklem 53)
C_p	: Özgöl ısı (J/kgK)
E_a	: Aktivasyon enerjisi ($J/kgmol.K$)
F	: Kuvvet (N)
F_a	: Sürtünme kuvveti (N)
Gz	: Greatz sayısı ($m C_p/k L$)
K	: Kıvamlılık katsayısı ($Pa.s^n$)
L	: Uzunluk (m)
N	: Devir sayısı (rps)
Nu	: Nusselt sayısı ($h D/k$)
P	: Statik basınç (Pa)
Pr	: Prandtl sayısı ($C_p \mu/k$)
Q	: Hacimsel debi (m^3/s)
R	: Yarıçap (m)
R^*	: Gaz sabiti ($J/kgmol.K$)
R_1	: İç boru dış yarıçapı (m)
R_2	: Dışboru iç yarıçapı (m)
R_i	: Boyutsuz yarıçapsal pozisyon
R_o	: Dışboru iç yarıçapı (m)
Re	: Reynolds sayısı ($u_p D/\mu$)
T	: Sıcaklık ($^{\circ}C$)

T_{ort}	: Dış ortam sıcaklığı ($^{\circ}\text{C}$)
Y_n	: Özgün değer (eigen value)
d	: Ortalama çap (m)
f	: Fanning sürtünme faktörü
g	: Yerçekimi ivmesi (m/s^2)
h	: Isı aktarım katsayısı ($\text{W/m}^2\text{K}$)
n	: Akış davranış indeksi
k	: Isıl iletkenlik katsayısı (W/mK)
r	: Yarıçapsal pozisyon (m)
r_1	: İç boru dış yarıçapı (m)
r_o	: Dış boru iç yarıçapı (m)
s	: Akış davranış indeksinin tersi ($1/n$)
t	: Zaman (s)
u	: Doğrusal hız (m/s)
u	: Ortalama hız (m/s)
u_x	: Yerel hız (m/s)
v	: Hız vektörü
v_x	: Yerel hız (m/s)
x	: Uzaklık (m)
z	: Uzunluk (m)

Yunan Harfleri

α : Ellis sabiti

Γ : Gamma fonksiyonu

κ : İç boru yarıçapının dışboru yarıçapına oranı (R_1/R_2)

μ : Viskozite (Pa.s)

μ_0 : Sıfır kayma gerilimindeki viskozite

λ : Maksimum hız noktası (r/R)

λ_n : Özgün değer

ρ : Yoğunluk (kg/m^3)

ρ^* : Boyutsuz radial koordinat (r/R)

τ : Kayma gerilimi (Pa)

τ_0 : Eşik kayma gerilimi (Pa)

Alt dizinler

a : Ortalama

ac : Birikim

AM : Aritmetik ortalama

app : Görünür

b : Kütlesel

ci : Soğuk girişi

co : Soğuk çıkışı

e : Eşdeğer

h_i : Sıcak girişi

h_o : Sıcak çıkışı

i : İç

in : Giren

ins : İzolasyona ait

I : I'inci nod

M : M'inci nod

MP1 : (M+1)'inci nod

o : Dış

out : Çıkan

w : Duvar da

BİLGİSAYAR PROGRAMINDA KULLANILAN DEĞİŞKENLER

AO	= Isı aktarım alanı (m^2)
CP(I)	= Yerel özgül ısı (J/kgK)
CP1	= Başlangıç koşullarındaki özgül ısı (J/kgK)
CPBAR	= Ortalama sıcaklıktaki özgül ısı (J/kgK)
DP	= Frederickson ve Bird (1958)'de anlatılan yöntemle bulunan basınç düşmesi (Pa)
DR	= İki nod arasındaki uzaklık (m)
DTAU	= İki hesaplama arasındaki uzaklık (m)
DTLM	= Aritmetik sıcaklık ortalaması ($^{\circ}C$)
F	= Fanning sürtünme faktörü
HNUM	= Sayısal olarak hesaplanan ısı aktarım katsayısı (W/m^2K)
HTC	= Isı denkliğinden hesaplanan ısı aktarım katsayısı (W/m^2K)
K(I)	= Yerel ısı iletkenlik katsayısı (W/mK)
KBAR	= Yarıçaplar oranı
KIV(I)	= Yerel kıvamlılık katsayısı ($Pa.s^n$)
KIVBAR	= Ortalama sıcaklıktaki kıvamlılık katsayısı ($Pa.s^n$)
KKBAR	= Ortalama sıcaklıktaki ısı iletkenlik katsayısı (W/mK)
M	= Halkasal boşluğun bölündüğü nod sayısı
MASS	= Kütleli akış hızı (kg/s)
NN	= Akış davranış indeksi
NU	= Nusselt sayısı
NUNUM	= Sayısal olarak hesaplanan Nusselt sayısı

QINCV	= Sisteme giren ısı (W)
QOUTCV	= Sistemden çıkan ısı (W)
RE	= Reynolds sayısı
RO(l)	= Yerel yoğunluk (kg/m^3)
RO1	= Başlangıç koşullarındaki yoğunluk (kg/m^3)
ROBAR	= Ortalama sıcaklıktaki yoğunluk (kg/m^3)
S	= Akış davranış indeksinin tersi
TAMB	= Isıtıcı ortam sıcaklığı ($^{\circ}\text{C}$)
TAUMAX	= Maksimum ısıtıcı boyu (m)
TBULK	= Ortalama sıcaklık ($^{\circ}\text{C}$)
TIN	= Başlangıç sıcaklığı ($^{\circ}\text{C}$)
TLOW	= Maksimum sıcaklık ($^{\circ}\text{C}$)
TOPDUS	= Toplam basınç düşmesi (Pa)
V	= Halkasal boşluktaki ortalama hız (m/s)
VORT	= Halkasal boşluktaki ortalama hız (m/s)
VZ(l)	= Yerel hız (m/s)

1. GİRİŞ

Gıdaların işlenmelerinin çeşitli aşamalarında pastörizasyon, sterilizasyon, soğutma ve konsantre etme gibi ısı işlemler geniş çapta uygulanmaktadır. Akışkan gıdalara ısı işlemler genellikle sürekli çalıştırılabilen ısı değiştiricilerinde uygulanmaktadır. Isıtma ve soğutma işlemleri sırasında yoğunluk ve kıvamlılık gibi fiziksel özelliklerle, ısı iletkenlik ve özgül ısı gibi ısı özellikler sıcaklığa bağlı olarak değişmektedir. Bu değişiklikler özellikle kıvamlılıktaki değişim ısı ve momentum aktarımını da değiştirmektedir. Bu değişim, kullanılan ısı değiştiricilerin, akışkan gıdaların nakledildiği boru hatları ve pompaların tasarımı ve seçiminde büyük önem taşımaktadır. Tasarımın amacına uygun olabilmesi için gıdaların akış ve ısı özelliklerinin iyi bilinmesi ve değişik akışkanlarında ve rejimlerinde ısı ve momentum aktarımının iyi incelenmesi gerekmektedir.

Akışkan gıdaların önemli bir kısmı pseudoplastik özellik göstermektedir. Sahip oldukları yüksek kıvamlılıktan dolayı kargaşalı rejimi sağlayacak hızlara ulaşmanın güçlüğü nedeni ile endüstriyel ölçekte laminar rejimde çalışılmaktadır.

Pseudoplastik akışkanların ısı ve momentum aktarımının incelenmesi son yıllara kadar kimya mühendisleri tarafından kimyasal ürünler üzerinde yapılmıştır. Gıda maddeleri üzerinde yeterli sayıda veri ve araştırma bulunmamaktadır.

Bu çalışmada, çift borulu ısı değiştiricilerde iki boru arasından laminar rejimde akan pseudoplastik akışkanların ısı ve momentum aktarımını inceleyerek basınç düşmesini sayısal olarak hesaplamak, literatürlerden bulunan ve eşsıcaklıkta basınç düşmesinin hesaplanabildiği denklem ve çözüm yöntemleri ile karşılaştırma yapmak, ısı değiştiricilerin boyutlandırılması için kullanılabilir bir korelasyon geliştirmek ve var olan yöntemleri sınamak amaçlanmıştır.

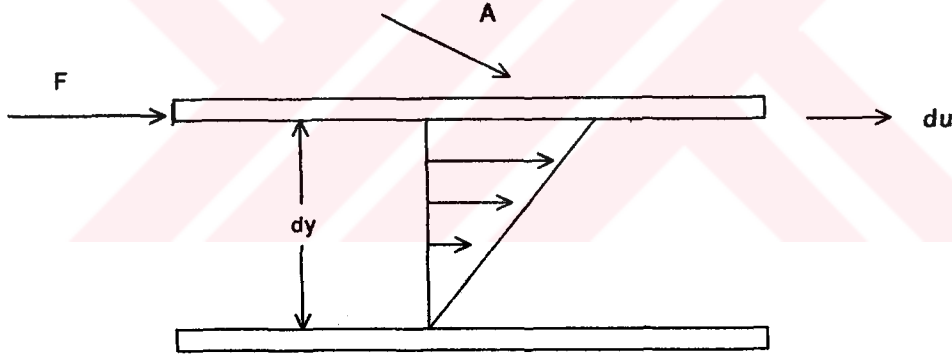
2. LİTERATÜR ÖZETİ

2.1. Akışkanların Reolojik Özellikleri

Akışkanların reolojik özellikleri hakkında bilgi sahibi olmak boru sistemlerinde akışkanların taşınması için pompa seçimi (Steffe, 1984), işlem koşullarının belirlenmesi, ısı değıştirci tasarımları (Härröd, 1989), kalite kontrolü ve tat özelliklerinin belirlenmesi (Rao, 1992) açısından çok önemlidir.

2.1.1. Newton akışkanları

Birbirine paralel ve dy uzaklığında olan iki plakanın arasında bir akışkanın olduğunu varsayalım (Şekil 2.1.). Altaki plakanın sabit olduğunu ve üst plakaya uygulanan bir F kuvveti ile üst plakanın du hızı ile hareket ettiğini düşünelim. Hareket eden üst plakadan alt plakaya doğru bir hız değışimi gözlenecektir. Böylece değışik akışkan katmanlarının değışik hareket etmesi sonucunda iki plaka arasında bir hız profili oluşacaktır.



Şekil 2.1. İki paralel plaka arasında kararlı laminar kayma hareketi.

İki plaka arasında oluşan hız değışimi ile kayma gerilimi arasında doğrusal bir bağlantı vardır.

$$\tau = \mu \left[-\frac{du}{dy} \right] \quad (1)$$

burada; τ kayma gerilimi [Pa], μ viskozite [Pa.s] ve du/dy kayma hızı [s^{-1}] 'dir.

Kayma hızı ile kayma gerilimi arasındaki bağıntısı doğrusal olan akışkanlara Newton akışkanları (Newtonian) denir. Bu grup akışkanlara örnek olarak gazlar, su, berrak meyve suları, alkollü içkiler ve tuz çözeltileri verilebilir.

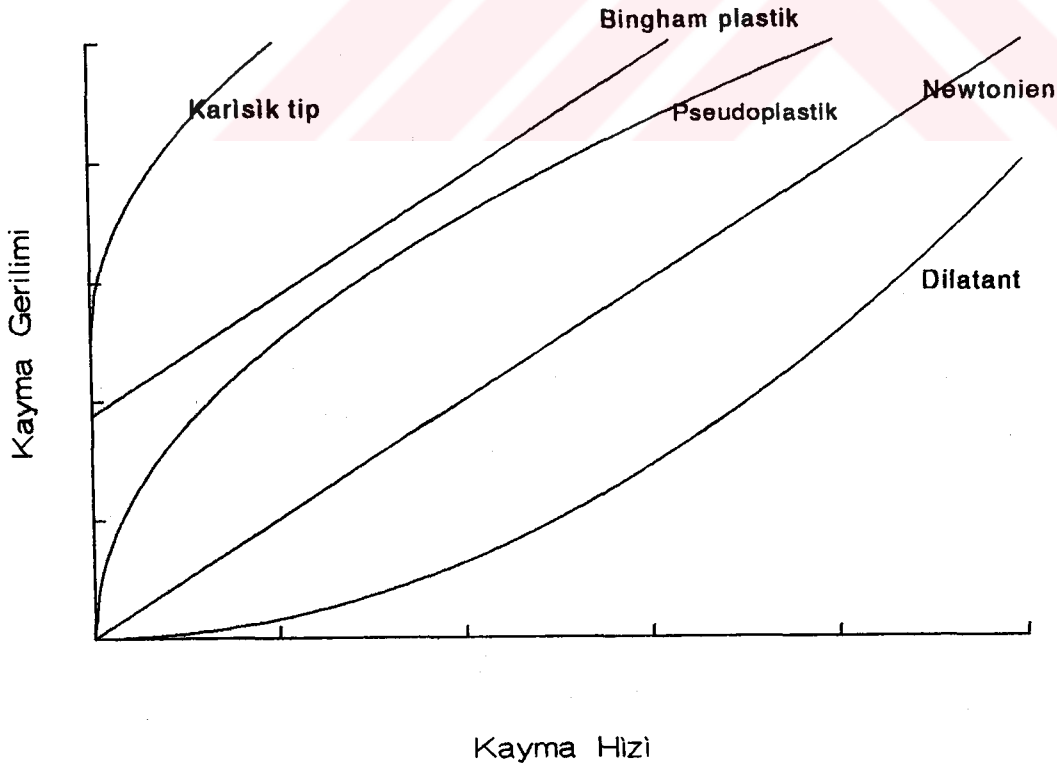
2.1.2. Newton-dışı (Non-Newtonian) akışkanlar

Newton akışkanı davranışı göstermeyen akışkanlara Newton-dışı akışkanlar denir. Newton-dışı akışkanlarda akış özellikleri kayma hızı ile değişmektedir. Newton akışkanlarındaki viskozite yerine görünür viskozite (μ_{app}) kullanılmaktadır.

$$\tau = \mu_{app} \left[-\frac{du}{dy} \right] \quad (2)$$

Newton-dışı akışkanlar zamandan bağımsız ve zamana bağımlı akışkanlar olmak üzere iki grupta toplanabilir. Zamandan bağımsız Newton-dışı akışkanlar pseudoplastik ve dilatant olmak üzere ikiye ayrılır. Artan kayma hızı ile görünür viskozite azalırsa pseudoplastik, artarsa dilatant olmaktadır (Rao and Rizvi, 1986).

Kıvamlılıkları zamana bağılı olmayan akışkanlar için kayma hızı ile kayma gerilimi arasındaki ilişkiyi gösteren grafik Şekil 2.2.'de verilmiştir.



Şekil 2.2. Değişik tip akışkanlar için kayma hızı ile kayma gerilimi arasındaki ilişki.

Plastik davranış, akışkanın kayma gerilimine karşılık vermesi için aşılması gereken bir eşik kayma gerilimini (τ_o) gerektirdiği anlamına gelmekte ve Bingham plastik davranış Denklem 3 ile ifade edilmektedir.

$$\tau = \mu \left[-\frac{du}{dy} \right] + \tau_o \quad (3)$$

İki parametrelili model Denklem 4'de verilmiştir. Bu model üssel kural (Power law) ya da Oswald de Waele modeli olarak bilinir.

$$\tau = K \left[-\frac{du}{dy} \right]^n \quad (4)$$

burada; K kıvamlılık katsayısı [Pa.s^n], n akışkanın pseudoplastik ya da dilatant olduğuna karar vermek için kullanılan akış davranış indeksidir. $n < 1$ ise akışkan pseudoplastik $n > 1$ ise akışkan dilatant'dır.

Herschel-Bulkley modeli olarak bilinen model aşağıdaki gibidir (Denklem 5).

$$\tau = K \left[-\frac{du}{dy} \right]^n + \tau_o \quad (5)$$

Denklem 5 quasi-plastik ya da karışık tip denilen akışkanları ifade etmekte kullanılır. Bu durumda akışkan, belirli bir eşik kayma gerilimini aştıktan sonra pseudoplastik ya da dilatant akışkan davranışını gösterir. Bu tip akışkanlarda akış karakteristiklerini belirlemek için üç parametreye gerek vardır.

Newton-dışı akışkanları tanımlamak için kullanılan modellerden biri de Ellis modelidir. Üssel kural modeline göre sıfır kayma geriliminde görünür viskoziteyi sonsuz olarak öngörmektedir bununla birlikte gerçek Newton-dışı akışkanlar sıfır kayma geriliminde sabit ve sonlu bir viskozite göstermektedirler. Bu konunun üstesinden gelebilmek için üssel kural modele düşük kayma hızlarını tanımlayacak bir terim eklenmiştir (Bird and Matsuisha, 1965).

$$\frac{1}{\mu} = \frac{1}{\mu_0} \left[1 + \left| \frac{\tau_{rz}}{\tau_{1/2}} \right|^{\alpha-1} \right]$$

burada, μ akışkanın viskozitesi, μ_0 sıfır kayma hızındaki viskozite, τ_{rz} kayma gerilimi, $\tau_{1/2} \mu = \mu_0/2$ olduğu zamanki kayma gerilimi, α Ellis sabitidir.

Eğer kayma gerilimi zamanın bir fonksiyonu ise akışkanın davranışını tanımlamak için bazı değişik terimler kullanılır. Kayma gerilimi zamana bağlı olarak artıyorsa bu tip akışkanlar reopektik olarak adlandırılırlar. Bazı gıda maddelerinde de görülen kayma geriliminin zamanla azaldığı akışkanlar tiksotropik olarak adlandırılırlar (Heldman and Singh, 1981).

Newton-dışı akışkan özelliği gösteren sıvı gıdaların çoğu pseudoplastiktir. Bunlara örnek olarak konsantre meyve suları, erimiş çukulata, krema, meyve ve sebze püreleri verilebilir (Rao, 1986).

2.2. Newton-dışı akışkanların borularda laminar rejimde akışı

Zamandan bağımsız akışkanların silindirik borularda laminar akışında hacimsel akış hızı (Q) ve duvar kayma gerilimi (τ_w) arasındaki ilişkiyi veren genel denklem aşağıdaki gibidir (Denklem 6) (Skelland, 1967).

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{1}{\tau_w^3} \int_0^{\tau_w} \tau_{rz}^2 f(\tau_{rz}) d\tau_{rz} \quad (6)$$

Denklem 6 akışkanın hacimsel akış hızı (Q) ile sürtünmeden kaynaklanan basınç düşmesi (ΔP) arasındaki ilişkiyi çıkarmakta kullanılır. Newton akışkanları için ;

$$Q = \frac{\pi R^4 \Delta P}{8 \mu L} \quad (7)$$

Üssel kurala uyan akışkanlar için Denklem 8 geçerlidir (Skelland, 1967).

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{n}{3n+1} \left[\frac{\tau_w}{K} \right]^{1/n} \quad (8)$$

2.2.1. Newton-dışı akışkanların borularda akışında hız profilinin bulunması.

Denklem 4'den başlayarak Denklem 9 elde edilir.

$$\tau_{rx} = K \left[\frac{du_x}{dr} \right]^n \quad (9)$$

τ_{rx} yerine Denklem 10'daki eşitliği konularak integre edilirse hız profilinin hesaplanabileceği Denklem 11 elde edilir.

$$\tau_{rx} = \frac{r \Delta P}{2L} \quad (10)$$

$$U_x = \frac{n}{n+1} \left[\frac{\Delta P}{2KL} \right]^{1/n} R_o^{n+1} \left[1 - \left(\frac{r}{R_o} \right)^{n+1/n} \right] \quad (11)$$

burada U_x yerel hız, R_o boru yarıçapı, r boru ekseninden olan uzaklıktır (Geankoplis, 1983).

2.3. Newton-dışı akışkanların iki boru arasındaki halkasal boşluktan (annulus) laminar rejimde akışı.

Newton-dışı akışkanların eşmerkezli halkasal boşlukta laminar akışı, plastiğin ekstrüzyon işlemlerinde (Thomas, 1964), çok kıvamlı akışkanların karıştırılmasında (Schrenk et al., 1963), çift borulu ısı değiştiricilerde (Russel and Christiansen, 1974) önemlidir. Newton-dışı akışkanların halkasal boşlukta laminar akışı ilk olarak Frederickson and Bird (1958) tarafından incelenmiştir (Hanks and Larsen, 1979).

Empirik Newton-dışı akış modellerinin uygulanabilirlik aralıkları ile ilgili olarak, akış verilerinden sonuca varabilmek için iyi akış verileri ve değişik geometrilerde hareket denklemlerinin kesin çözümleri gerekmektedir.

Sıkıştırılmaz ve eşsıcaklıktaki akışkanların akışını tanımlayan denklemler süreklilik ve hareket denklemleridir (Denklem 12, 13) (Frederickson and Bird, 1958).

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + (\nabla \cdot \rho \mathbf{v}) = 0 \quad (12)$$

$$\frac{\partial \mathbf{v}}{\partial t} + (\mathbf{v} \cdot \nabla) \mathbf{v} = - \nabla P - (\nabla \cdot \boldsymbol{\tau}) + \rho \mathbf{g} \quad (13)$$

burada ρ akışkanın yoğunluğu, $\mathbf{v}$ hız vektörü, t zaman, P statik basınç, $\boldsymbol{\tau}$ kayma gerilimi ve $\mathbf{g}$ yerçekimi ivmesidir.

Şekil 3'deki iç içe iki boru sisteminde çözümlere genellikle aşağıdaki varsayımlar yapılarak ulaşılmıştır.

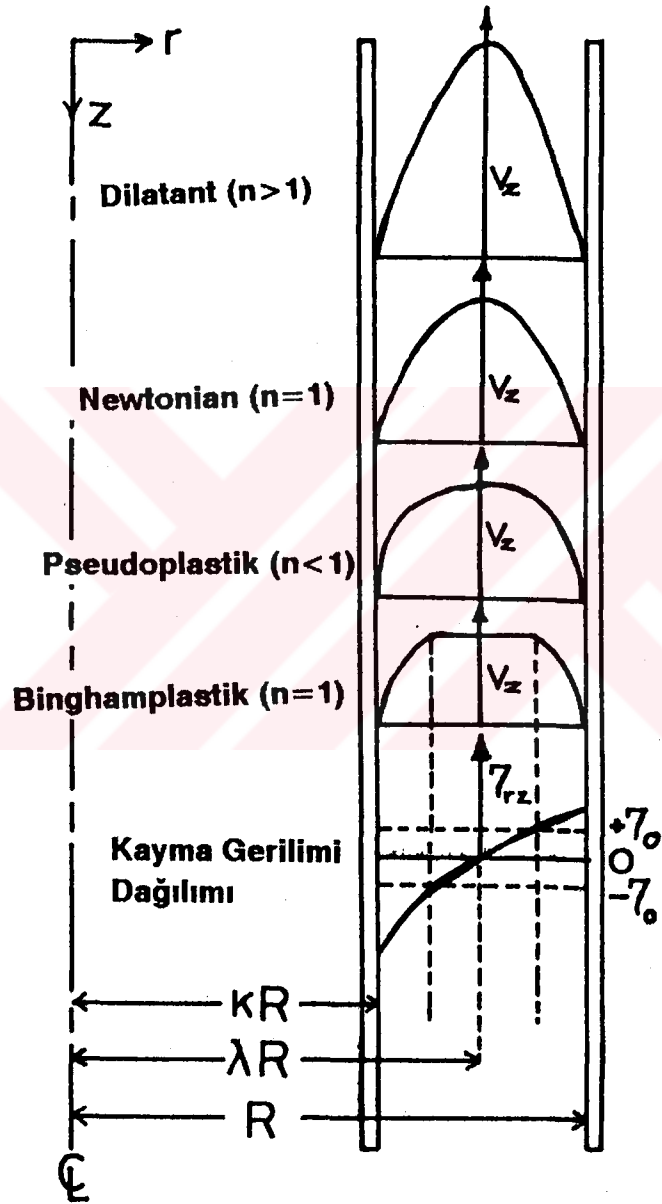
- i. Akışkan sıkıştırılmaz akışkandır
- ii. Akış kararlı durumdadır
- iii. Akış laminerdir

- iv. Borular giriş ve çıkış etkileri ihmal edilebilecek kadar uzundur.

Denklem 12 ve 13 silindirik koordinatlarda yazılıp sadeleştirilirse Denklem 14 elde edilir.

$$\frac{1}{r} \frac{d}{dr} (r \tau_{rz}) = \frac{P_o - P_L}{L} + \rho g_z \quad (14)$$

Burada P_o ve P_L sırası ile $z=0$ ve $z=L$ 'deki statik basınçlar, g_z yerçekimi ivmesinin akış yönündeki bileşenidir.



Şekil 2.3. İki boru arasında aksenal akışta kayma gerilimi ve hız dağılımı.

Denklem 14 herhangi bir akışkan için halkasal boşluk bölgesinin tamamında integre edildiğinde Denklem 15 elde edilir.

$$\tau_{rz} = \frac{\Delta P}{2L} \left[r - \frac{(\lambda R)^2}{r} \right] \quad (15)$$

burada ΔP Denklem 22'in sağ tarafındaki birim hacimdeki kuvvetlerin toplamı, λ integrasyon sabiti, r radial uzaklıktır (Frederickson and Bird, 1958).

Üssel kural modeli için yerel kayma gerilimi yerel kayma hızına bağlı olarak Denklem 16'da gösterildiği gibidir.

$$\tau_{rz} = -K \left[\frac{du_z}{dr} \right]^n \quad (16)$$

burada K ve n akış sabitleri τ_{rz} yerel kayma gerilimi, du_z/dr yerel kayma hızıdır. Denklem 15 ve 16 birleştirilip integre edilirse halkasal boşlukta hız dağılımı elde edilir.

$$U_z = R \left[\frac{\Delta PR}{2KL} \right]^s \int_{\kappa}^{\rho^*} \left(\frac{\lambda^2}{\rho^*} - \rho^* \right)^s d\rho^* \quad \kappa \leq \rho^* \leq \lambda \quad (17)$$

$$U_z = R \left[\frac{\Delta PR}{2KL} \right]^s \int_{\rho^*}^{\lambda} \left(\rho^* - \frac{\lambda^2}{\rho^*} \right)^s d\rho^* \quad \lambda \leq \rho^* \leq 1 \quad (18)$$

burada $s=1/n$, ρ^* boyutsuz radyal koordinat (r/R), κ iç boru dış çapının dış boru iç çapına oranı, λ annulustaki maksimum hız noktasıdır. $\rho^*=\lambda$ olduğu zaman Denklem 17 ve 18'nin birbirine eşit olacağı açıktır.

$$\int_{\kappa}^{\lambda} \left(\frac{\lambda^2}{\rho^*} - \rho^* \right)^s d\rho^* = \int_{\lambda}^1 \left(\rho^* - \frac{\lambda^2}{\rho^*} \right)^s d\rho^* \quad (19)$$

Denklem 19, λ 'nın κ ve s 'ye bağlı olarak belirlenebileceği denklemdir. Üssel kural modeli için K ve n 'e bağlı olarak λ değerleri Çizelge 2.1.'de verilmiştir (Hanks and Larsen, 1979).

Çizelge 2.1. K ve n'e bağlı olarak λ . değerleri.

n	K								
	0.1	0.2	0.3	0.4	0.5	0.6	0.7	0.8	0.9
0.10	0.3442	0.4687	0.5632	0.6431	0.7140	0.7788	0.8389	0.8954	0.9489
0.15	0.3567	0.4776	0.5694	0.6473	0.7167	0.7804	0.8397	0.8957	0.9490
0.20	0.3682	0.4856	0.5749	0.6509	0.7191	0.7818	0.8404	0.8960	0.9491
0.25	0.3787	0.4927	0.5797	0.6541	0.7211	0.7830	0.8411	0.8963	0.9491
0.30	0.3884	0.4991	0.5840	0.6570	0.7229	0.7840	0.8416	0.8965	0.9492
0.35	0.3972	0.5048	0.5878	0.6595	0.7245	0.7850	0.8421	0.8967	0.9492
0.40	0.4052	0.5100	0.5912	0.6617	0.7259	0.7858	0.8426	0.8969	0.9493
0.45	0.4126	0.5146	0.5943	0.6637	0.7272	0.7865	0.8430	0.8971	0.9493
0.50	0.4193	0.5189	0.5970	0.6655	0.7283	0.7872	0.8433	0.8972	0.9493
0.55	0.4255	0.5227	0.5995	0.6671	0.7293	0.7878	0.8436	0.8973	0.9494
0.60	0.4312	0.5262	0.6018	0.6686	0.7303	0.7884	0.8439	0.8975	0.9494
0.65	0.4364	0.5294	0.6039	0.6700	0.7311	0.7889	0.8442	0.8976	0.9494
0.70	0.4412	0.5324	0.6059	0.6713	0.7319	0.7893	0.8444	0.8977	0.9495
0.75	0.4457	0.5351	0.6076	0.6724	0.7326	0.7898	0.8446	0.8978	0.9495
0.80	0.4498	0.5377	0.6093	0.6735	0.7333	0.7902	0.8449	0.8979	0.9495
0.85	0.4537	0.5400	0.6108	0.6745	0.7339	0.7905	0.8450	0.898	0.9495
0.90	0.4572	0.5422	0.6122	0.6754	0.7345	0.7909	0.8452	0.8980	0.9495
0.95	0.4605	0.5442	0.6135	0.6762	0.7350	0.7912	0.8454	0.8981	0.9495
1.00	0.4637	0.5461	0.6147	0.6770	0.7355	0.792	0.8455	0.8981	0.9496

Sonuç olarak Denklem 17 ve 18 Denklem 20'ye yerleştirilerek hacimsel akış hızı elde edilir.

$$Q = 2\pi R^2 \int_{\kappa}^1 U_z \rho^* d\rho^* \quad (20)$$

Denklem 20, λ belirlendikten sonra integre edilebilir (Frederickson and Bird, 1958).

Sürtünme faktörünün genel tanımlaması şöyledir.

$$F_a = A \left(\frac{\rho u^2}{2} \right) f \quad (21)$$

burada F_a ıslanan alan A 'ya $(2\pi(R_1+R_2).\Delta L)$ etki eden toplam sürüklenme kuvveti, ρ yoğunluk, u doğrusal hız ve f Fanning sürtünme faktörüdür. Şekil 2.3.'de görülen halkasal boşlukta kararlı akış için;

$$F_a = \Delta P \pi R^2 (1 - \kappa^2) \quad (22)$$

olur. Buradan Fanning sürtünme faktörünü veren Denklem 23 elde edilir.

$$f = \frac{\Delta P R^2 (1 - \kappa^2)}{\Delta L ((1 + \kappa) \rho u)^{-2}} \quad (23)$$

Frederickson and Bird (1958)'de ifade edildiği Şekilde boyutsuz hacimsel akış hızı Denklem 24'de verilmiştir.

$$\Omega_p = \frac{Q}{\pi R^3 [(\Delta P/L)(R/2K)]^{1/n}} \quad (24)$$

Denklem 24 $\Delta P/L$ için çözülüp Denklem 23'de yerine konulursa Denklem 25 elde edilir.

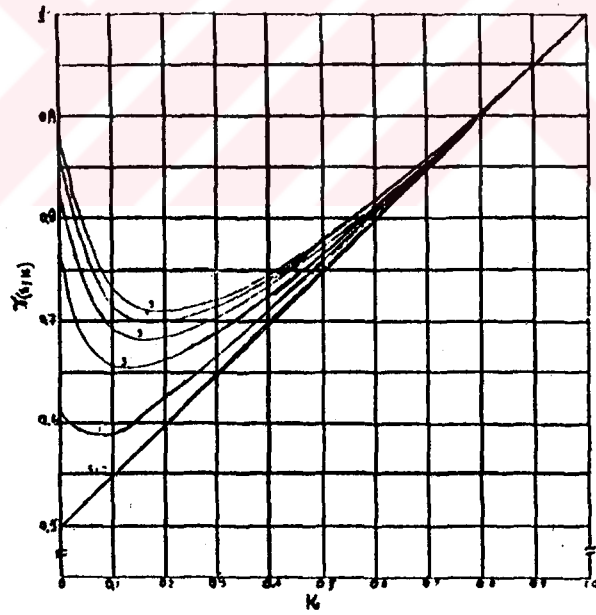
$$f = \frac{16}{Re(n, \kappa)} \quad (25)$$

burada $Re(n, \kappa)$ aşağıdaki gibidir.

$$\text{Re}(n, \kappa) = \frac{(2R)^n u^{2-n} \rho}{2^{n-3} (1 - \kappa^2)^{n+1}} \frac{K}{(1 + \kappa)} \Omega_p^n \quad (26)$$

Ω_p terimi, verilen κ ve n değerinden öncelikle Şekil 2.4.'den γ bulunarak Denklem 27'den hesaplanır (Frederickson and Bird, 1958).

$$\Omega_p = \frac{n\gamma(1 - \kappa)^{(2n+1)/n}}{2n+1} \quad (27)$$



Şekil 2.4. Halkasal boşlukta laminar rejimde akan üssel kural akışkanlar için $\gamma(1/n, \kappa)$ grafiği.

Skelland (1967), Frederickson ve Bird (1958)'de anlatılan yöntemin Vaughn ve Bergman (1966)'da yapılan eleştirilerinin de incelenmesi gerektiğini vurgulamaktadır.

Vaughn ve Bergman (1966) % 1.64'lük CMC ve % 3'lük CP (Karbopol) çözeltileri ile sadece halkasal boşlukta yaptıkları 5000'den fazla deneme sonuçlarına dayanarak akış hızı ve basınç düşmesini öngörmek için kullanılan üssel kural modelinin geçersiz olduğunu ifade etmişlerdir. Vaughn ve Bergman (1966)'a göre, üssel kural model, sıfır kayma geriliminde görünür viskoziteyi sonsuz olarak öngörmektedir, bununla beraber gerçek Newton-dışı akışkanlar sıfır kayma geriliminde sabit ve sonlu bir viskozite gösterirler. Üssel kural model, sabit basınç düşmesinde gerçek bir akışkanın hacimsel akış hızından daha düşük hacimsel akış hızı öngörmektedir. Vaughn ve Bergman (1966)'da sunulan tasarım yöntemi, Newton-dışı akışkanların borularda ve Newton akışkanlarının halkasal boşlukta akışı çalışmalarını birleştirmiştir. Alves ve ark. (1952), Newton ve Newton-dışı akışkanların her ikisinde de $(\Delta P D / 4 L)$ 'ye karşı $(32 Q / \pi D^3)$ 'nin logaritmik grafiklerinin doğru bir çizgi olduğunu göstermişlerdir. Newton akışkanı için bu değerler sırası ile duvar kayma gerilimi ve kayma hızıdır. Newton-dışı akışkan için duvar kayma hızı değişmemekle birlikte eğim akış davranış indeksi n'i verir (Metzner and Reed, 1955).

Vaughn ve Bergman (1966)'a göre Ruthfus ve ark. (1957), eşmerkezli halkasal boşlukta Newtonian akışta verilerin sadece dış duvar kayma gerilimine dayandırılmış bir sürtünme faktörü kullanılarak korele edilebileceğini gözlemişlerdir. Bu geliştirilen ifade dairesel kesitli borular için de aynıdır.

Bu gerçeklerden, borular için elde edilen değerlerle çizilen $(\Delta P D / 4 L)$ 'ye karşı $(32 Q / \pi D^3)$ grafiği ile halkasal boşlukta elde edilen ve $(\Delta P D / 4 L * (1 - \lambda^2))$ terimine karşı $(32 Q / \pi D^3 * 1 / (1 - \kappa^2))$ grafiği arasında fark olmadığı anlaşılmıştır. Bu sonucun, iki Newton-dışı akışkan için yapılan 5000'in üzerinde deneme ile uyumlu olduğu gözlenmiştir (Vaughn and Bergman, 1966).

Mc Eachern (1966) halkasal boşlukta laminar rejimde akış problemini Ellis modelini uygulayarak çözmüştür. Kullanılan çözüm yöntemi Frederickson ve Bird (1958) tarafından yapılan çözüme çok benzerdir. Daha karmaşık akışkan modeli kullanılmasının nedenini üssel kuralın başarısızlığı olarak ifade etmektedir.

Russel and Christiansen (1974), Vaughn and Bergman (1966)'da anlatılan yöntemin bir benzerini uygulamışlardır. Bu çalışmalarında amaçları; borularda akış verilerinden yola çıkarak halkasal boşlukta akış hesaplamalarını yapabilmektir. Russel and Christiansen (1974)'de Vaughn and Bergman (1966)'da anlatılan yöntemden farklı olarak çizilen grafiğin X eksenine bir Ψ çarpanı gelmesidir (Denklem 28).

$$\Psi = \frac{1 - \lambda^2}{(1 - \kappa^2)(1 + \kappa^2 - \lambda^2)} \quad (28)$$

Hanks ve Larsen (1979)'e göre, Tiu ve Bhattacharyya (1973, 1974), Frederickson ve Bird (1958)'deki teorik çözümü kanıtlayan sonuçları gerçek üssel kural verilerini kullanarak sunmaktadırlar. Bu da Frederickson ve Bird (1958)'de anlatılan teorik çözümlerin kullanılabilir olduğunu göstermektedir (Hanks and Larsen, 1979).

Eşmerkezli halkasal boşluğun endüstriyel öneme sahip bir geometri olması ve üssel kural modelin kullanımının uygun olması, basınç düşmesi ile hacimsel akış hızı arasında basit bir analitik ilişkinin gerekli olduğunu göstermektedir. Frederickson ve Bird (1958) analitik bir ifade bulamamış ve sonuçlarını s 'nin tam sayı olduğu özel durumlar için çözümü zaman alıcı üssel seri çözümlerini kullanarak ifade etmek zorunda kalmışlardır. Pratikte s 'nin değerleri tam sayı olmamaktadır ve düşük ayırmalı grafikler kullanılmak zorundadır. Hanks and Larsen, (1979) Frederickson ve Bird (1958)'de anlatıldığı gibi Denklem 17'den yola çıkarak Denklem 29'u elde etmişlerdir;

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \left[\frac{\Delta PR}{2KL} \right]^s \int_{\kappa}^1 \left| \lambda^2 - \rho^{*2} \right|^{s+1} \rho^{*-s} d\rho^* \quad (29)$$

Denklem 29'un integrali alınarak s'nin bütün değerleri için geçerli olan sonuç denklem (Denklem 30) elde edilir (Hanks and Larsen, 1979).

$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{n}{1+3n} \left[\frac{\Delta PR}{2KL} \right]^s \left[\left(1 - \lambda^2 \right)^{1+s} - \kappa^{1-s} \left(\lambda^2 - \kappa^2 \right)^{1+s} \right] \quad (30)$$

Newton-dışı akışkanların halkasal boşlukta laminar rejimde akışında basınç düşmelerini öngörmek için kullanılan yukarıda anlatılan çalışmalar eşsıcaklıkta yapılmıştır.

2.4. Newton-dışı akışkanların borularda laminar rejimde akışında ısı aktarımı.

Newton-dışı akışkanların borularda laminar rejimde ısı aktarımının önemi bilinmektedir. Isı aktarım hızını belirleyebilmek için çeşitli korelasyonlar geliştirilmiştir. Pigford (1955), Leveque çözümünü Newton-dışı akışkanlar için Denklem 31'deki Şekilde ifade etmiştir.

$$\frac{h_a D}{k} = 1.75 \delta^{1/3} Gz^{1/3} \quad (31)$$

burada, h_a aritmetik ortalama sıcaklık farkına dayandırılmış ısı aktarım katsayısı, D boru çapı, k ısıl iletkenlik katsayısı, Gz Greatz sayısıdır ($\dot{m}C_p/kL$). Üssel kural akışkanlar için δ Denklem 32'ye eşittir.

$$\delta = \frac{3n+1}{4n} \quad (32)$$

Sieder ve Tate (1936) viskoz Newton akışkanların zorlanmış laminar akışı verilerini korele ederek Denklem 33'ü elde etmişlerdir.

$$\frac{hD}{k} = 2.0Gz^{0.33} \left(\frac{\mu_b}{\mu_w} \right)^{0.14} \quad (33)$$

burada h ısı aktarım katsayısı, μ_b ortalama sıcaklıktaki akışkanın viskozitesi, μ_w duvar sıcaklığındaki akışkanın viskozitesidir (Metzner et al., 1957).

Charm ve Merril (1958), Sieder ve Tate (1936) modelini üssel kurala uyan gıda maddeleri için modifiye ederek Denklem 34'ü elde etmişlerdir.

$$\frac{hD}{k} = 2.0Gz^{1/3} \left[\frac{K_b}{K_w} \frac{3+n}{2(3-n)} \right]^{0.14} \quad (34)$$

burada K_b ortalama sıcaklıktaki, K_w duvar sıcaklığındaki kıvamlılık katsayısı, n akış davranış indeksidir.

Christiansen ve ark. (1966) kıvamlılığın sıcaklıkla değişimi için Sieder ve Tate (1938) tipi bir düzeltme faktörü kullanmışlardır (Denklem 35).

$$\frac{h_a D}{k} = 1.75\delta^{1/3} Gz^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \quad (35)$$

Basset ve Welty (1975), homojen olarak ısıtılan yatay borularda ısı giriş mesafesinde ısı aktarımı için CMC çözeltileri ile yaptıkları denemeleri korele ederek Denklem 36'yı bulmuşlardır.

$$Nu_L = 1.85Gz^{1/3 - 0.03/\delta_L} \quad (36)$$

burada Nu_L yerel Nusselt sayısı, δ_L Denklem 32'nin yerel değeridir.

Mizushima ve ark. (1967), Newton-dışı akışkanların yatay borularda laminar rejimde akışında ısı aktarımı için deneysel ve analitik çalışmalar yapmışlardır. Kıvamlılığın sıcaklığa bağlı olarak değişimini de dikkate alarak Denklem 37'yi elde etmişlerdir (Mahalingham et al., 1975).

$$Nu_L = 1.41\delta^{1/3} Gz_L \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{\frac{0.1}{n^{0.7}}} \quad (37)$$

Gori (1978), Mizushima ve ark. (1967) gibi K_b/K_w teriminin üssünü akış davranış indeksinin bir fonksiyonu olarak tanımlamışlardır (Denklem 38, 39).

$$\frac{h_a D}{k} = 1.75 \delta^{1/3} Gz^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^a \quad (38)$$

$$a = 0.14 \frac{4}{\delta^n} \quad (39)$$

burada δ Denklem 32'de ifade edildiği gibidir.

2.5. Newton-dışı akışkanların halkasal boşlukta laminar rejimde akışında ısı aktarımı.

Dairesel kesitli borularda laminar rejimde tamamı ile gelişmiş akış için ısı aktarım problemlerine ilk olarak Greatz (1883, 1885) tarafından çözüm getirilmiştir. Halkasal boşluk için benzer problemlerin çözümü Greatz çözümüne çok yakın bir yol izlemektedir. Ek değişken olarak yarıçaplar oranı ve iki yüzey içerdiği için bazı olası sınır koşulları vardır. Bu konuda geçmişte yapılan çalışma sayısı sınırlıdır. Jacob ve Rees (1941) tamamı ile gelişmiş sıcaklık profili sonuçlarını vermişler fakat ortalama kütleli sıcaklığını hesaplayamadıklarından Nu sayısını bulamamışlardır (Hatton and Quarmby, 1962). Murakawa (1961), hidrodinamik ve ısı giriş mesafesi için çok karmaşık ve sadece bir yarıçap oranı için geçerli sonuçları vermişlerdir.

Hatton ve Quarmby (1962) dış duvarı izole edilmiş halkasal boşluğun ısı giriş mesafesinde laminar akış için ısı aktarımını aşağıdaki varsayımları yaparak incelemişlerdir.

- i. Akışkan fiziksel özellikleri sabittir.
- ii. Akış tamamı ile gelişmiş ve laminardır.
- iii. Eksenel ısı iletimi ihmal edilebilir düzeydedir.
- iv. Sürtünme etkisinden oluşan sıcaklık değişimleri ihmal edilebilir düzeydedir.

v. Isıtma işlemi başlangıcında akışkan sıcaklığı homojendir.

İç duvarda homojen bir sıcaklık ve dış duvar izole edilmiş durum için Nu denklemi;

$$Nu = \frac{2R_i + 1 \sum_{n=0}^{\infty} C_n Y_{ni} \exp(-\lambda_n^2 L)}{R_i \sum_{n=0}^{\infty} \frac{C_n Y_{ni}}{\lambda_n^2} \exp(-\lambda_n^2 L)} \quad (40)$$

burada R_i boyutsuz yarıçapsal pozisyon (Denklem 41), L boyutsuz uzaklık (Denklem 42), Y_n ve λ_n özgül değerler ve C_n sabitlerdir (özgül değerler ve sabitlerin hesaplanmış değerleri Hatton ve Quarmby (1962)'de Çizelge 1'de verilmiştir).

$$R_i = \frac{r}{r_o - r_i} \quad (41)$$

burada r herhangi bir yarıçapsal pozisyon r_o ve r_i sırası ile dış boru iç yarıçapı ve iç boru dış yarıçapıdır.

$$L = \frac{4}{Re Pr} \left(\frac{x}{d} \right) \quad (42)$$

burada Re Reynolds sayısı ($U_m d \rho / \mu$), Pr Prandtl sayısı ($C_p \mu / k$), x herhangi bir uzaklık, d ortalama çaptır.

Sakakibara ve ark. (1987), iç borunun iç sıcaklığına dayandırılmış ısı aktarım problemlerinde, dairesel kesitli borular ve kanal akışları için çalışmalar olmasına rağmen halkasal boşluk geometrisinin dikkate alınmadığını yaptıkları literatür araştırmalarından gözlediklerini ifade etmektedirler. Pratikte ısı aktarım problemlerinde duvarda iletimin önemli etkileri vardır. Bu yüzden halkasal boşlukta laminar akış için duvar ısı iletiminin ısı aktarımı üzerindeki etkilerini dikkate almak gerekmektedir. Sakakibara ve ark. (1987) aşağıdaki varsayımları yaparak $Gz=10$ ve $Gz=50$ için değişik yarıçap oranlarında sonuçlar bulmuşlar ve sonuçları boyutsuz eksenel koordinata (x/L) karşı Nu

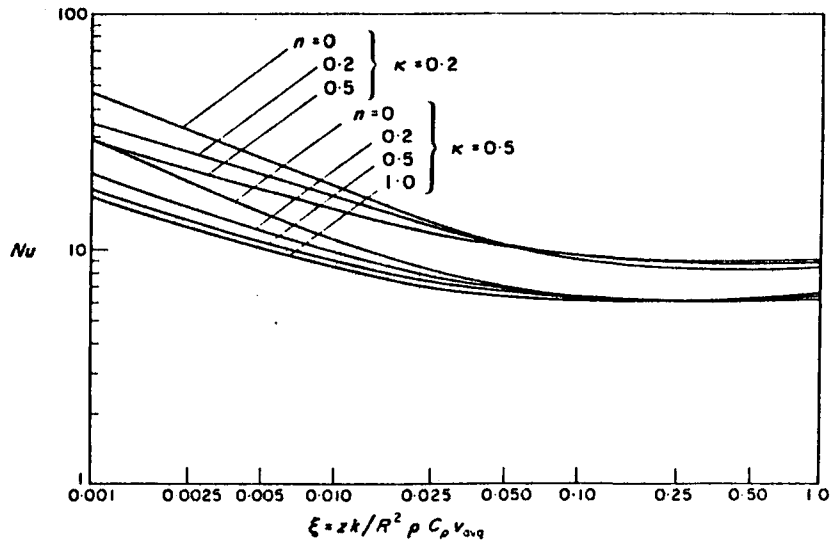
grafiklerinde göstermişlerdir. Adı geçen çalışmada aşağıdaki varsayımlar sabittir.

- i. İç boru iç yüzey sıcaklığı sabittir.
- ii. Halkasal boşluk girişinde ($x=0$) akışkan sıcaklığı sabittir.
- iii. Akışkan ısı giriş mesafesine tamamı ile gelişmiş hız profili ile girmektedir.
- iv. Akışkan iç boru iç yüzeyi sınır koşulları ile tanımlanmıştır.
- v. Eksenel ısı iletimi ve sürtünme etkisi ihmal edilmiştir.
- vi. Akışkanın fiziksel özellikleri sabittir.

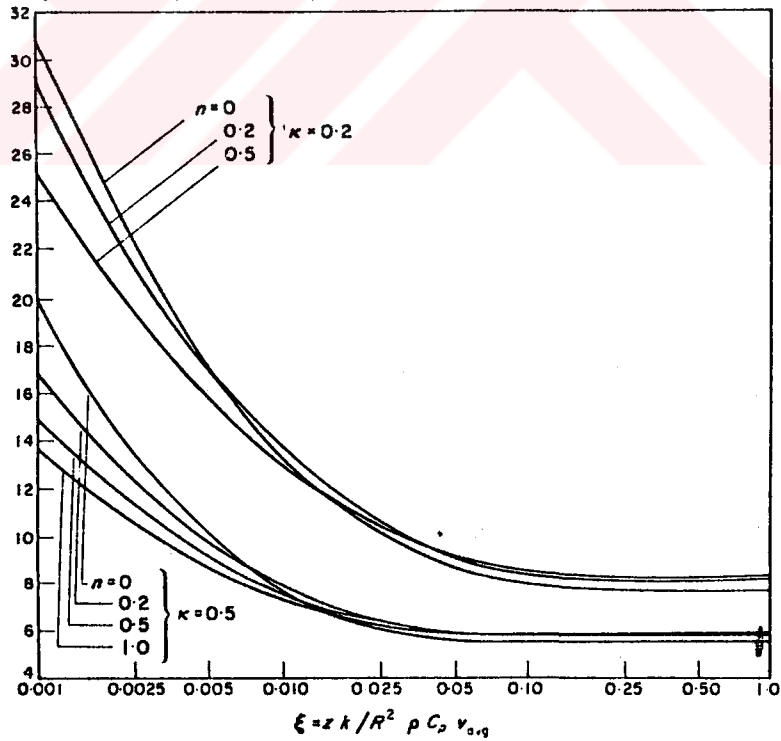
Newton akışkanlarının halkasal boşlukta akışında ısı aktarımı çeşitli araştırmacılar tarafından çalışılmıştır (Lundberg et al. (1963); Hatton and Quarmby (1962); Viskonta (1963); Reynolds et al. (1963)). Hong and Matthews (1969), Newton-dışı akışkanların halkasal boşlukta laminar rejimde akışında ısı aktarımını incelemişlerdir. Akışkanın ısı aktarım bölgesine tamamı ile gelişmiş bir hız profilinde ve sabit bir sıcaklıkta (T_e) girdiğini varsaymaktadırlar. Sonuçları aşağıda verilen sınır şartlarında bulmuşlardır.

- A. İç yüzeyde sabit bir ısı akışı ve dış yüzey izole edilmiş.
- B. İç yüzeyde sıcaklıkta değişim ve dış yüzey izole edilmiş.
- C. İç yüzeyde sıcaklıkta değişim ve dış yüzey T_e sıcaklığında.

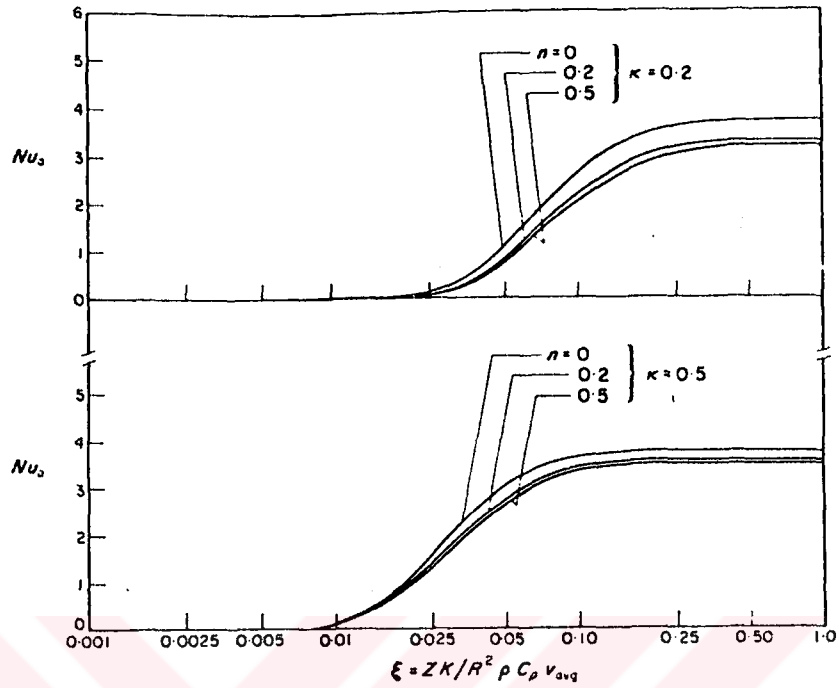
Akış modeli olarak üssel kuralı kullanmış ve yukarıdaki sınır koşulları için 0.2 ve 0.5 yarıçap oranlarında çalışmışlardır. Hız profillerini Frederickson ve Bird (1958)'de anlatıldığı şekilde hesaplamışlardır. Kararlı laminar akış için sabit özelliklerle ve eksenel iletimi ihmal edilebilir varsayarak enerji denklemini yazmışlardır. Nu sayısı denklemlerini seri çözümleri olarak ifade etmişlerdir. Sonuçları her üç durum için boyutsuz eksenel uzaklık ve Nu sayısı arasında çizdikleri grafiklerle göstermişlerdir (Şekil 2.5., 2.6. ve 2.7.).



Şekil 2.5. İç yüzeyde sabit bir ısı akışı ve dış yüzey izole edilmiş durum için Nu sayısı ve boyutsuz eksenel uzaklık arasındaki ilişki.



Şekil 2.6. İç yüzeyde sıcaklıkta değişim ve dış yüzey izole edilmiş durum için Nu sayısı ve boyutsuz eksenel uzaklık arasındaki ilişki.



Şekil 2.7. İç yüzeyde sıcaklıkta değişim ve dış yüzey T_e sıcaklığında olduğu durum için Nu sayısı ve boyutsuz aksenal uzaklık arasındaki ilişki.

Tanaka ve Mitsuishi (1975) Newton-dışı akışkanların halkasal boşlukta laminar rejimde akışında ısı aktarımını akış modeli olarak üssel kural ve Ellis model kullanarak sayısal olarak çözmüşlerdir. İç duvarda sabit sıcaklık ve dış duvar izole edilmiş, viskozite ve yoğunluğun sıcaklığa bağlı olduğunu kabul etmişlerdir.

İki akış modelinin sonuçları arasında çok büyük fark olmadığını bulmuşlar ve bu nedenle sayısal çözümleri daha az parametreye gerek duyulan üssel kuralı kullanarak yapmışlardır. Üssel kural kullanılarak yapılan sayısal çözümle elde edilen sonuçlar deneysel verilerle iyi uyum sağlamıştır. Çalışmada aşağıdaki varsayımlar yapılmıştır.

- i. İç duvarda sıcaklık sabit ve dış duvar izole edilmiştir.

- ii. Akışlaminer rejimdedir.
- iii. Eksenel ısı iletimi ihmal edilmiştir.
- iv. Sürtünmeden kaynaklanan ısı üretimi ihmal edilmiştir.
- v. Isıtmanın başlangıcında akışkan sıcaklığı homojendir.
- vi. Akış kararlıdır.

Tanaka ve Mitsuishi (1975) ortalama Nu sayısını (Nu_m) Denklem 43 ile ifade etmişlerdir.

$$Nu_m = f(\kappa)g(\kappa, s)\gamma^{1/3}Gz_L \quad (43)$$

burada,

$$f(\kappa) = \frac{3(1-\kappa)}{\Gamma\left(\frac{4}{3}\right)} \left[\frac{9\pi(1-\kappa^2) \left[(1+\kappa^2) - \frac{(1-\kappa^2)}{\ln\left(\frac{1}{\kappa}\right)} \right]}{2 \left[-2\kappa + \frac{(1+\kappa^2)}{\left\{ \kappa \ln\left(\frac{1}{\kappa}\right) \right\}} \right]} \right]^{1/3} \quad (44)$$

$\Gamma(4/3)$ gamma fonksiyonudur ve 0.89336'ya eşittir (Handbook of Chemistry and Physics).

$$g(\kappa, s) = 1 + (s-1)\kappa^{-0.422} / 3 \quad (45)$$

$$\gamma = \left\{ 1 + 0.0022 \left(\frac{Gr_{pw}}{Re_{pw}^{1/(2s-1)}} \right) \right\} \left(\frac{\mu_{aw}}{\mu_{ao}} \right)^{-0.55+0.058 \ln \left(1 + \frac{Gr_{pw}}{Re_{pw}^{1/(2s-1)}} \right)} \quad (46)$$

$$Gr_{pw} = \rho^{2s/(2s-1)} g \beta (T_w - T_o) D_e^{(2s+1)/(2s-1)} / K_w^{2/(2s-1)} \quad (47)$$

$$Re_{pw} = \frac{\rho_o u^{2-\frac{1}{s}} D^{\frac{1}{s}}}{K_w^{\frac{1}{s}}} \quad (48)$$

Denklem 46'da bulunan μ_{ao} terimi dış boru iç sıcaklığında görünür viskozitedir. Bu noktada sıcaklığın ölçülme probleminden dolayı denklemlerin kullanımı kısıtlanmaktadır.

Wassef ve Huzayyin (1989) pseudoplastik akışkanların dairesel kesitli halkasal boşluktan laminar rejimde akışında ısı aktarım problemlerine çözümlerin bulunmadığını belirtmektedir. Wassef ve Huzayyin (1989) bu tip problemlere explicit sayısal şema kullanarak çözüm getirmişlerdir. Çözümleri yaparken aşağıdaki varsayımları yapmışlardır.

- i. Akış kararlıdır ve eksenel iletim ihmal edilmiştir.
- ii. Doğal konveksiyon etkileri ihmal edilmiştir.
- iii. Kıvamlılık katsayısı sıcaklığın fonksiyonudur, yoğunluk, ısıl iletkenlik katsayısı, özgül ısı ve akış davranış indeksi sıcaklıktan bağımsızdır.
- iv. Sürtünme etkileri dikkate alınmıştır.

Oluşturdukları bilgisayar programını Newton akışkanları için Heaton et al. (1964) verileri ile karşılaştırmışlardır. Pseudoplastik akışkanlar için farklı Pr, n, κ değerleri için buldukları sonuçları boyusuz eksenel uzaklığa karşı Nu sayısı grafiklerinde vermişlerdir.

3. ÖZDEK VE YÖNTEM

3.1. Özdek

Denemelerde materyal olarak melas ve %1 ve %2'lik konsantrasyonlarda hazırlanmış sulu karboksimetilselüloz (CMC) çözeltileri kullanılmıştır.

Kullanılan melas %84 kuru maddededir ve Pakmaya AŞ'den sağlanmıştır.

%1 ve %2'lik sulu çözeltileri kullanılan CMC toz halde Uçar Donmuş Gıda AŞ'den sağlanmıştır.

3.2. Yöntem

3.2.1. Deney düzeneği

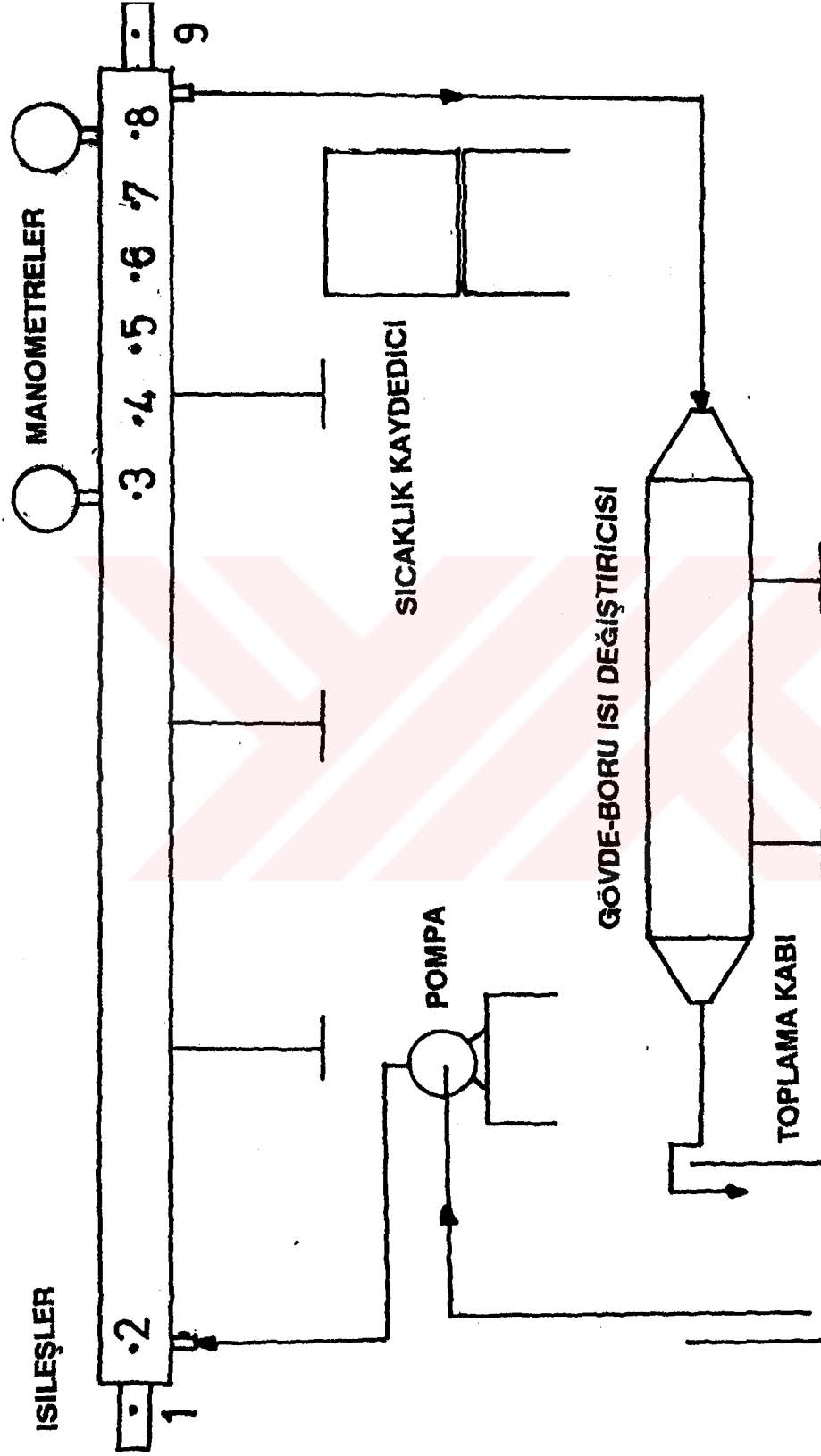
Denemeler Şekil 3.1.'de gösterilen çift borulu ısı değiştiricide gerçekleştirilmiştir. Isı değiştiricinin boyu 3.88 m'dir ve paslanmaz çelikten yapılmıştır. İç ve dış boru çapları ve et kalınlıkları sırası ile 25 mm, 44 mm, 2 mm ve 3 mm'dir. Isı değiştiricinin üzeri 50 mm kalınlığında cam yünü ile izole edilmiştir.

Sıcaklık ölçümleri J tip (demir konstantan) ısıleşlerle yapılmış ve FLUKE marka data logger ile kaydedilmiştir. Ölçümler Şekil 3.1'de görüldüğü gibi ısı değiştirici girişi, 2.68-3.68'inci m'ler arasında 6 nokta ve sıcak su giriş ve çıkışları olmak üzere 9 değişik noktadan yapılmıştır. Isı değiştiricinin iç boru yüzey sıcaklıkları K tip yüzey probu ile Kane May marka KM 1202 model kaydedici ile kaydedilmiştir. Akışkanın kütleli sıcaklığı 3.68'inci m'ye konan bir karıştırıcı ile karıştırma yapıldıktan sonra ölçülmüştür.

Basınç ölçümleri 2.68 ve 3.68'inci m'lere yerleştirilen Pakkens marka 0-0.6 kg/cm² ölçekli manometreler yardımı ile yapılmıştır.

Sistemde akışkanın akışı devri ayarlanabilen vidalı pompa ile sağlanmıştır. Pompa-ısı değiştirici bağlantıları lastik hortumlarla yapılmıştır.

Isınan materyalin geri soğutulması için 1.5 m uzunluğunda, 1/2" çapında 5 adet boru içeren gövde-boru tipi ısı değiştirici kullanılmıştır.



Şekil 3.1. Denemelerde kullanılan çift borulu ısı değıştirci ve ısıleş-manometre yerleşim düzeni.

3.2.2. Deney özdoklerinin ısı ve fiziksel özelliklerinin belirlenmesi.

CMC çözeltilerinin ve melasın akış özellikleri Brookfield RVT model viskometre kullanılarak yapılmıştır. Viskometre ile değişik dönme hızlarında okunan değerler, kullanılan spindle numarasına göre bir faktörle çarpılarak akışkanın görünür viskozitesi (μ_{app}) cp olarak hesaplanmıştır. Görünür viskozite ile kıvamlilik katsayısı arasındaki ilişki Denklem 49'da verilmiştir (Heldman and Singh, 1981).

$$\mu_{app} = \left(\frac{1}{n}\right)^n (4\pi N)^{n-1} K \quad (49)$$

burada μ_{app} görünür viskozite, n akış davranış indeksi, N saniyede devir sayısı ve K kıvamlilik katsayısıdır. Görünür viskozitenin doğal logaritması ile $(4\pi N)$ 'nin doğal logaritması arasında çizilen grafiğin eğimi $(n-1)$, Y eksenini kesen nokta ise $[n \ln(1/n) + \ln(K)]$ değerini verir (Denklem 50).

$$\ln(\mu_{app}) = n \ln(1/n) + \ln(K) + (n-1) \ln(4\pi N) \quad (50)$$

Akış özelliklerinin sıcaklıkla değişimini bulmak için ölçümler, sıcaklığı kontrol edilebilen bir su banyosunda yapılmıştır. Değişik sıcaklık değerlerinde bulunan kıvamlilik katsayıları ve akış davranış indeksi değerleri korele edilmiştir. Akış davranış indeksinin CMC çözeltileri için sıcaklıktan bağımsız olduğu bulunmuş ve CMC çözeltileri için bu değer sabit alınmıştır. Kıvamlilik katsayısının sıcaklıkla değişimi Arrhenius tipi bir denklemle ifade edilmiştir (Denklem 51).

$$K = A \exp\left(\frac{E_a}{RT}\right) \quad (51)$$

CMC (%2'lik) ve melasın kıvamlılık katsayılarının (K) sıcaklıkla değişimi sırası ile Denklem 52 ve 53'de verilmiştir. Kıvamlılık katsayılarındaki sıcaklık değerleri [K], akış davranış indeksinde ise [°C]'dir.

$$K = 2.7 \cdot 10^{-5} \cdot \exp(3681.52/T) \quad n=0.65 \quad (52)$$

$$K = 2.44 \cdot 10^{-9} \cdot \exp(6716.76/T) \quad n=1.0308-0.002 \cdot T \quad (53)$$

CMC çözeltilerinin yoğunluk (ρ), özgül ısı (C_p) ve ısı iletkenlik katsayıları (k) değerleri ve bu özelliklerin sıcaklıkla değişimi suyun özelliklerine çok yakındır (Christiansen et al., 1966, Basset and Welty, 1975). Su ve melas için yoğunluk, özgül ısı ve ısı iletkenlik katsayıları Choi and Okos (1983)'de gıda maddelerinin su, protein, kül vb. içeriklerine göre verilen tablolardan yararlanılarak bulunmuştur.

Su (CMC) için (T[°C]);

$$\begin{aligned} \rho &= 1000.14 + 0.00902 \cdot T - 0.0057 \cdot T^2 + 1.4 \cdot 10^{-5} \cdot T^3 \\ C_p &= 4199.721 - 0.896 \cdot T + 0.11 \cdot T^2 \\ k &= 0.332412 \cdot \exp(0.00187 \cdot T) \end{aligned} \quad (54)$$

Melas için (T[K]) ;

$$\begin{aligned} \rho &= 1697.723 - 1.09343 \cdot T \\ C_p &= 1099.8761 + 2.815 \cdot T \\ k &= 0.028454 + 8.14 \cdot 10^{-4} \cdot T \end{aligned} \quad (55)$$

3.2.3. Halkasal boşlukta maksimum hız noktasının (λ) sayısal olarak hesaplanması.

Maksimum hız noktasını bulabilmek için Denklem 19 hazırlanan bilgisayar programı ile sayısal olarak çözülmüştür. Halkasal boşlukta sıcaklık profilinin olması sıcaklığa bağlı olarak değişen kıvamlılık katsayısının da Denklem 19'da dikkate alınması gereğini ortaya çıkarmıştır. Denklem 17 ve 18'deki kıvamlılık katsayısı terimi integral içine alınarak Denklem 19 buna göre çözülmüştür. Sayısal integral alma Simpson kuralına göre yapılmıştır (Brodkey

and Hershey, 1988). İlgili program parçaları ana program içinde ara başlıklarla verilmiştir.

3.2.4. Halkasal boşlukta hız profilinin sayısal olarak hesaplanması.

Halkasal boşlukta hız profilini hesaplayabilmek için Denklem 17 ve 18'in integralinin sayısal olarak alınması gerekmektedir. Akışkanın kütleli debisi (m) veri olarak girildiğinden akışkanın ortalama hızı hesaplanabilmektedir. Ortalama hız tanımından (Denklem 56) ve Denklem 17 ve 18'den $(\Delta PR/2\Delta L)^s$ terimini hesaplamak mümkündür.

$$\bar{u} = 2\pi \frac{\int_{\kappa R}^R V_z r dr}{A} \quad (56)$$

burada A akış alanı, V_z yerel hız, r yarıçapsal pozisyonudur. Denklem 17 ve 18 Denklem 56'da yerine konulup düzenlenirse Denklem 57 elde edilir.

$$\left[\frac{\Delta PR}{2\Delta L} \right]^s = \frac{\bar{u}}{2} \frac{\left[R^2 - (\kappa R)^2 \right]}{\int_{\kappa R}^R \left\{ \int_{\kappa R}^R \left| \lambda^2 \frac{R}{r} - \frac{r}{R} \right|^s \left(\frac{1}{K} \right)^s dr \right\} r dr} \quad (57)$$

Denklem 57'den hesaplanan $(\Delta PR/2\Delta L)^s$ terimi Denklem 17 ve 18'de yerine konularak hız profili hesaplanabilir.

3.2.5. Halkasal boşlukta basınç düşmesinin hesaplanması.

Halkasal boşlukta basınç düşmesinin hesaplanması Frederickson ve Bird (1958)'de anlatıldığı şekilde Denklem 25, 26, 27 ve Şekil 2.4. kullanılarak yapılmıştır. Şekil 2. 4., $\kappa \geq 0.2$ için n ve κ 'ya bağlı olarak eşitlik şeklinde (Denklem 58) ifade edilerek programda kullanılmıştır.

$$\gamma(1/n, \kappa) = \left(0.5017 + \frac{0.0166}{n} \right) + \left(0.4623 - \frac{0.0148}{n} \right) \kappa \quad (58)$$

Frederickson ve Bird (1958) yöntemi ile bulunan basınç düşmesi değerleri Denklem 57 ile bulunan basınç düşmesi değerleri ile karşılaştırmak için kullanılmıştır.

3.2.6. Halkasal boşlukta sıcaklık profilinin hesaplanması.

Sıcaklık profilinin bulunabilmesi için kararlı durumda parabolik ısı iletim denkleminin (Denklem 59) çözümü gerekir .

$$\rho(T)C_p(T)V_z(r)\frac{\partial T}{\partial z} = k(T)\left[\frac{1}{r}\frac{\partial T}{\partial r} + \frac{\partial^2 T}{\partial r^2}\right] \quad (59)$$

Denklem 59 aşağıdaki varsayımlar, başlangıç ve sınır koşulları ile çözülmüştür.

- i. Akış tamamı ile gelişmiştir.
- ii. Akışkan özellikleri sıcaklıkla değişmektedir.
- iii. Eksenel ısı iletimi ve sürtünmeden kaynaklanan sıcaklık artışı ihmal edilmiştir.

Başlangıç koşulu;

$$\frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad z \leq 0$$

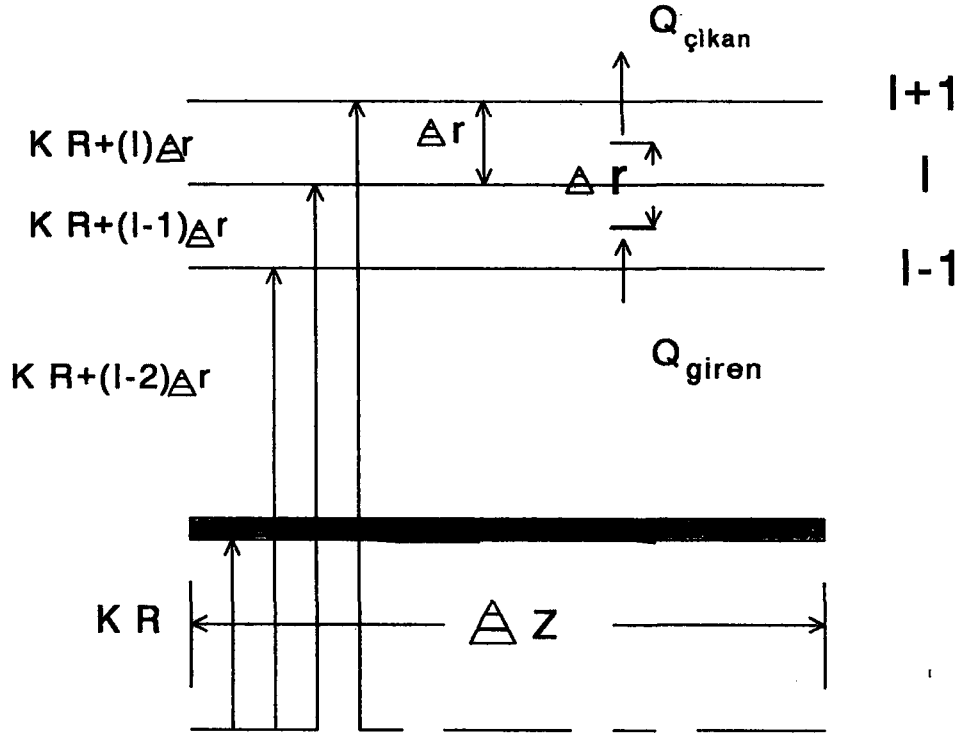
Sınır koşulları;

$$T = T_w, \quad z > 0 \quad \text{ve} \quad r = \kappa.R$$

$$\frac{\partial T}{\partial r} = 0 \quad z > 0 \quad \text{ve} \quad r = R$$

Şekil 3.2.'de görülen sistem için ısı denkliği yazılırsa;

$$Q_{giren} - Q_{çıkan} = Q_{birikim} \quad (60)$$



Şekil 3.2. Bir halkasal boşlukta yarıçapsal pozisyonların yerleşimi.

$$\frac{k(T)A\Delta T}{\Delta r} - \frac{k(T)A_1\Delta T}{\Delta r} = A_2\Delta r \frac{\rho(T)Cp(T)V_z(r)\Delta T}{\Delta z} \quad (61)$$

Denklem 61 açık olarak yazılırsa;

$$\begin{aligned} & k(T) \left[\frac{2\pi[2\kappa R + (2l-3)\Delta r]}{2} \right] \frac{\Delta z}{\Delta r} (T'_{l-1} - T'_l) \\ & - k(T) \left[\frac{2\pi[2\kappa R + (2l-1)\Delta r]}{2} \right] \frac{\Delta z}{\Delta r} (T'_l - T'_{l+1}) \\ & = 2\pi[\kappa R + (l-1)\Delta r] \Delta r \Delta z \frac{\rho(T)Cp(T)V_z(r)}{\Delta z} (T'_l - T'_l) \end{aligned} \quad (62)$$

Denklem 62'de l nod sayısını, k ısı iletkenlik katsayısını, R dışboru yarıçapını, ρ yoğunluğu, C_p özgül ısıyı, V_z yerel hızı, Δz iki hesaplama arasındaki mesafeyi (bu çalışmada 0.01 m olarak alınmıştır), T'_{l-1}, T'_l, T'_{l+1} sırası ile $(l-1)$, l ve $(l+1)$ 'inci

nodlardaki sıcaklıkları, T_i ise tamamı ile implicit yazılan denklemde Δz kadar önceki konumdaki sıcaklığı göstermektedir. Denklem 62 düzenlendiği zaman Denklem 63 elde edilir.

$$\begin{aligned} -k(I) \left[\frac{(I - 3/2)\Delta r + \kappa R}{(I - 1)\Delta r + \kappa R} \right] T'_{i-1} + [2k(I) + \gamma(I)V_z(I)] T'_i \\ -k(I) \left[\frac{(I - 1/2)\Delta r + \kappa R}{(I - 1)\Delta r + \kappa R} \right] T'_{i+1} = \gamma(I)V_z(I)T_i \end{aligned} \quad (63)$$

burada γ ve *RATIO* Denklem 64 ve 65'de ifade edilmiştir.

$$\gamma(I) = \frac{\rho(I)C_p(I)}{RATIO} \quad (64)$$

$$RATIO = \frac{\Delta z}{\Delta r^2} \quad (65)$$

$V_z(I)$, I 'inci noddaki yerel hızdır. Denklem 63, $I=2$ 'den M 'ye (bu çalışmada $M=100$ olarak alınmıştır) yazılıp elde edilen tridiagonal matris çözülürse sıcaklık profili elde edilir. Birinci nod ($I=1$) iç boru yüzeyidir ve bu çalışmada iç boru yüzey sıcaklığının sabit ve ölçülen bir değer olduğu kabul edilmiştir.

$I=2$ 'den $I=M$ 'ye kadar oluşturulan tridiagonal matris formu Denklem 66 ve matris katsayıları Denklem 67'de verilmiştir.

$$A(I)T'_{i-1} + B(I)T'_i + C(I)T'_{i+1} = D(I) \quad (66)$$

$$A(I) = -k(I) \left[\frac{(I - 3/2)\Delta r + \kappa R}{(I - 1)\Delta r + \kappa R} \right]$$

$$B(I) = [2k(I) + \gamma(I)V_z(I)]$$

$$C(I) = -k(I) \left[\frac{(I - 1/2)\Delta r + \kappa R}{(I - 1)\Delta r + \kappa R} \right] \quad (67)$$

$$D(I) = \gamma(I)V_z(I)T_I$$

$I=M+1$ olduğu durum için matris katsayıları Denklem 68'de verilmiştir.

$$A(M+1) = -k(M+1)$$

$$B(M+1) = 2k(M+1) + \gamma(M+1)V_z(M)/2$$

$$C(M+1) = 0 \quad (68)$$

$$D(M+1) = \gamma(M+1)T(M+1)V_z(M)/2$$

Oluşturulan matris Carnahan ve ark. (1969)'da verilen ve Gauss yoketme yöntemine göre matris çözen TRIDAG alt programı ile çözülmüştür.

3.2.7. Sıcaklık profilinden ortalama kütlelesel sıcaklığın bulunması.

Bennet and Myers (1962) ortalama kütlelesel sıcaklığın tanımını şöyle yapmıştır (Denklem 69).

$$T_b = \frac{1}{A\rho_b C_{p_b} u_{\kappa R}} \int_0^R \{ \rho(T) C_p(T) V_z(r) T(r) \} dA \quad (69)$$

burada $\bar{u}$ ortalama hız, C_{p_b} ve ρ_b kütlelesel sıcaklığında özgül ısı ve yoğunluk, ρ , C_p , T ve V_z sırası ile yerel yoğunluk, özgül ısı, sıcaklık ve hız değerleridir. $A=\pi(1-\kappa^2)R^2$ 'dir. Hız ve sıcaklık profili bilindiğinden Denklem 69'un integralini sayısal olarak almak mümkündür.

3.2.8. Ortalama ısı aktarım katsayısının hesaplanması.

Sisteme giren ısı (Q_{in}) ile sistemden çıkan ısının (Q_{out}) farkı sisteme aktarılan ısıyı (Q_{ac}) vermektedir (Denklem 70).

$$-Q_{ac} = Q_{in} - Q_{out} \quad (70)$$

burada;

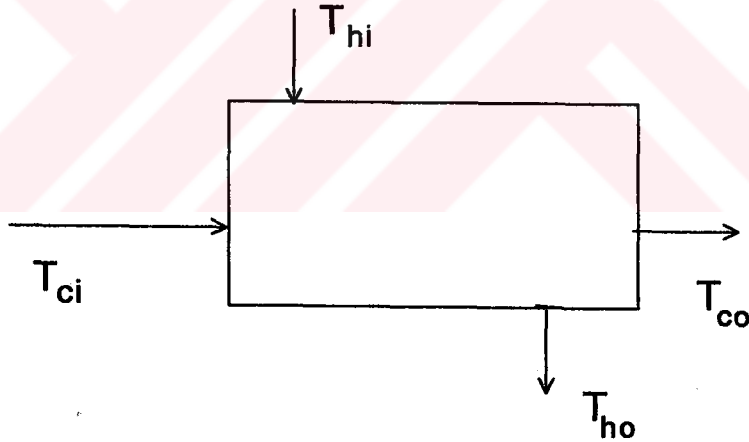
$$Q_{in} = m.C_{p_{in}}.T_{in} \quad (71)$$

$$Q_{out} = m.C_{p_b}.T_b \quad (72)$$

Denklem 71 ve 72'de $C_{p_{in}}$, T_{in} başlangıç koşullarında, C_{p_b} , T_b son ulaşılan kütleel sıcaklığındaki özgül ısı ve sıcaklık değerleridir. Sisteme aktarılan ısı aynı zamanda Denklem 73'e eşittir.

$$Q_{ac} = h A \Delta T_{AM} \quad (73)$$

burada h ısı aktarım katsayısı, A ısı aktarım alanı ve ΔT_{AM} sıcaklık farkının aritmetik ortalamasıdır. ısı değişirci boyunun uzun olması nedeni ile materyalin çıkış sıcaklığı iç boru yüzey sıcaklığına çok yakın olmaktadır. Bu nedenle sıcaklık farkının logaritmik ortalaması yerine aritmetik ortalaması kullanılmıştır.



Şekil 3.3. Isı değıştircide sıcaklıkların şematik gösterimi.

Şekil 3.3.'de T_{ci} , T_{co} sırası ile materyal giriş ve çıkış, T_{hi} , T_{ho} ısıtma ortamı giriş ve çıkış sıcaklıklarıdır. Isıtma ortamı olarak kullanılan sıcak suyun debisi çok yüksek olduğundan $T_{hi}=T_{ho}$ kabul edilmiştir. Buna göre ΔT_{AM} Denklem 74'deki gibidir.

$$\Delta T_{AM} = \frac{2T_{hi} - T_{ci} - T_{co}}{2} \quad (74)$$

Denklem 71, 72 ve 73 kullanılarak ısı aktarım katsayısı bulunmuştur. Nu sayısının tanımlaması eşdeğer çap ($D_e=2(1-\kappa)R$) kullanılarak yapılmıştır (Denklem 75).

$$Nu = \frac{hD_e}{k} \quad (75)$$

3.2.9. Dış ortam ısı aktarım katsayısının ve ısı değiştirici yüzeyinden olan ısı kaybının hesaplanması

Isı değiştirici dış boru yüzeyi 50 mm kalınlığında cam yünü ile kaplanmış olmasına rağmen buradan da ısı kaybının olduğu göz önüne alınarak deneysel ısı aktarım katsayısının hesaplanmasında dikkate alınmıştır. Dış boru yüzeyinden ortama ısı aktarımı ($Q_{kayıp}$) denklem 76 ve 77'de verilmiştir.

$$Q_{kayıp} = \frac{(T_b - T_{ort})2\pi L}{\frac{1}{h_o A_o} + \frac{\Delta r_{ins}}{k_{ins} A_{LM}}} \quad (76)$$

$$Q_{kayıp} = h_o A_o (T_w - T_{ort}) \quad (77)$$

burada, T_b akışkan kütle ortalama sıcaklığı, T_{ort} dış ortam sıcaklığı, L ısı değiştirici boyu, h_o dış ortam ısı aktarım katsayısı, A_o ısı aktarım alanı, Δr_{ins} izolasyon kalınlığı, k_{ins} izolasyon materyali (cam yünü) ısı iletim katsayısı, T_w izolasyon dış yüzey sıcaklığıdır. İzolasyon dış yüzey sıcaklığı deneysel olarak ölçülmediğinden bu değerin hesaplanması gerekmektedir. Geankoplis (1983)'de yatay silindirik yüzeylerden doğal konveksiyonla ısı aktarımı için verilen empirik denklemlerden dış ortam ısı aktarım katsayısını hesaplamak için denklem 78 kullanılmıştır.

$$h_o = 1.24(T_w - T_{ort})^{1/3} \quad (78)$$

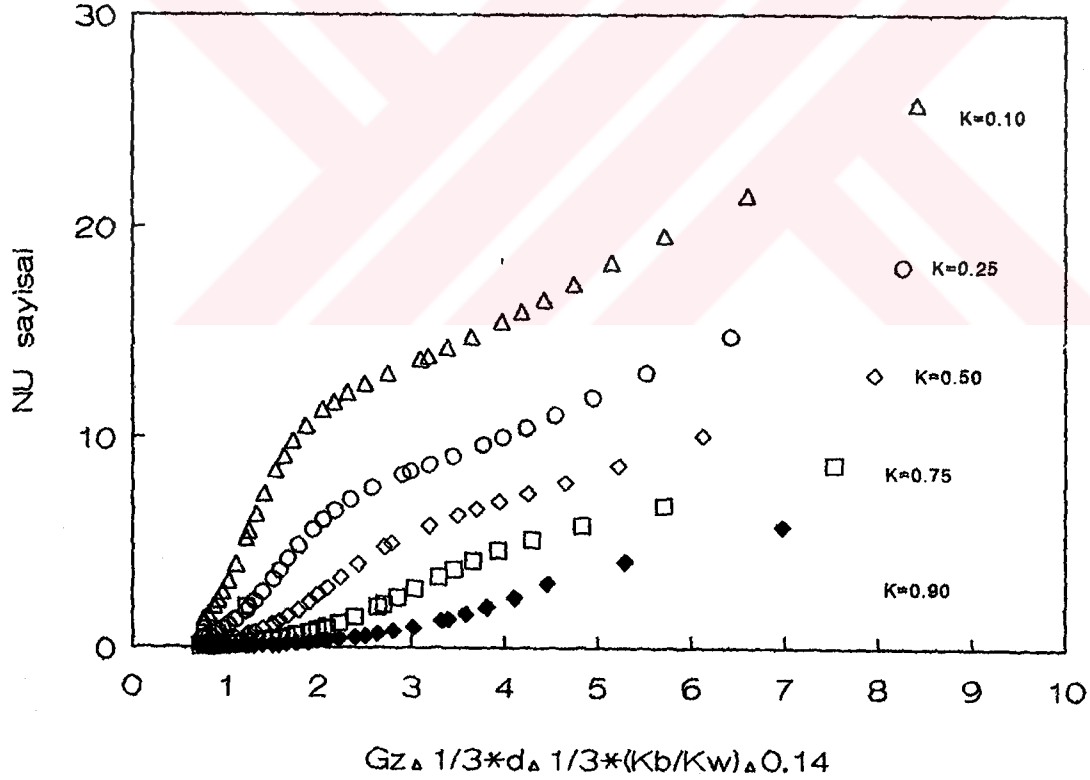
Denklem 77 ve 78'de h_o eşitliği (denklem 79) konularak birbirlerine eşitlenirse

T_w sıcaklığı deneme-yanılma ile hesaplanabilir. Denklem 80'den deneysel ısı aktarım katsayısı hesaplanır.

$$h_{\text{exp}} \cdot A \cdot \Delta T_{AM} = \dot{m} \cdot C_p \cdot (T_{\text{ort}} - T_{\text{in}}) + Q_{\text{kayıp}} \quad (79)$$

3.2.10. Nu sayısı korelasyonunun bulunması

Borularda ısı aktarımı hesaplamalarında olduğu gibi (Denklem 31-38) halkasal boşlukta ısı aktarımı hesaplamalarında kullanılmak üzere Nu sayısının bulunabileceği basit bir denklem elde edilmek istenmiştir. Geliştirilen bilgisayar programı değişik Gz sayıları için çalıştırılmış, hesaplanan Nu sayıları $[Gz^{1/3} \delta^{1/3} (K_b/K_w)^{0.14}]$ arasında grafik çizilmiştir (Şekil 3.4.).



Şekil 3.4. Değişik yarıçap oranları için Nu ile $[Gz^{1/3} \delta^{1/3} (K_b/K_w)^{0.14}]$ arasında çizilen grafik.

Grafik incelendiğinde bu eğrileri ifade edebilmek için 2 bölgeye ayırarak incelemek gerekmektedir. Değişik yarıçap oranları için bu ayırım noktaları da değişmektedir. Gz sayısına bağlı olarak yapılacak bu ayırım için Denklem 76'de görülen eşitsizlik yazılarak bu eşitsizliğin sağlandığı ya da sağlanmadığı durumlar için Nu sayısı denklemi yarıçaplar oranının bir fonksiyonu olarak korele edilmiştir.

$$Gz \leq f(\kappa) \quad (80)$$

3.2.11. Bilgisayar programının çalıştırılması

EK 1'de verilen bilgisayar programı 80-386 SX25 mikroişlemciye sahip bilgisayarda çalıştırılmış ve çalışma süresi her bir set için yaklaşık 35 dakika zaman almıştır. Program aşağıdaki değerlerle çalıştırılarak sonuçlar alınmıştır.

İç boru dış çapı (D_1)	= 0.025 m
Dış boru iç çapı (D_2)	= 0.038 m
Eşdeğer çap (D_e)	= 0.013 m
Boru boyu (L)	= 3.68 m
Yarıçaplar oranı (κ)	= 0.658
Halkasal boşluğun bölündüğü nod sayısı (M)	= 100
İki hesaplama arasındaki mesafe (Δz)	= 0.01 m
Çalışılan Gz sayısı aralığı (deneysel)	= 0.28 - 21.74
Çalışılan Re sayısı aralığı (deneysel)	= $6.8 \cdot 10^{-4}$ - 3.2
Çalışılan Gz sayısı aralığı (sayısal)	= 0.2 - 142.7
Çalışılan Re sayısı aralığı (sayısal)	= $6.75 \cdot 10^{-4}$ - 0.082

4. BULGULAR VE TARTIŞMA

4.1. Halkasal boşlukta maksimum hız noktasının bulunması

Halkasal boşlukta maksimum hız noktasını bulmak için Denklem 19'un sayısal olarak çözümü yapılmıştır. Sayısal çözümün doğruluğu, Newton akışkanı ($n=1$) ve $\lambda=0.1-0.9$ değerleri için yapılan hesaplamalarla bulunan sonuçlar Hanks and Larsen (1979)'da verilen sonuçlarla karşılaştırılmıştır (Çizelge 4.1.). Simpson sayısal integral alma yöntemi iki boru arasındaki mesafe 100 eşit parçaya bölünerek uygulanmıştır. Çizelge 4.1.'den de görülebileceği gibi 100 eşit parçaya bölünerek yapılan hesaplama maksimum % 0.7 hata vermektedir. Daha çok bölme hassas olmakla birlikte bilgisayar programının çalışma süresini çok fazla uzatmaktadır (≈ 1 saat).

Çizelge 4.1. Maksimum hız noktası değerlerinin sayısal ve Hanks and Larsen (1979)'deki sonuçların karşılaştırılması.

κ	$\lambda_{\text{sayısal}}$	$\lambda_{\text{Hanks\&Larsen}}$	% E
0.1	0.4669	0.4637	0.70
0.2	0.5493	0.5461	0.59
0.3	0.6177	0.6147	0.48
0.4	0.6796	0.6770	0.39
0.5	0.7378	0.7355	0.31
0.6	0.7933	0.7915	0.23
0.7	0.8470	0.8455	0.17
0.8	0.8991	0.8981	0.11
0.9	0.9501	0.9496	0.05

4.2. Halkasal boşlukta basınç düşmesinin hesaplanması.

Sayısal olarak ve Frederickson ve Bird (1958)'de anlatılan yöntemle Newton akışkanı olarak seçilen su ($\mu=1*10^{-3}$ ve $\rho=1000 \text{ kg/m}^3$, $n=1$) için hesaplanan basınç düşmesi değerleri Bird ve ark. (1960)'da Newton akışkanlarının halkasal boşlukta laminar rejimde akışında basınç düşmesi ve hacimsel debi arasındaki ilişkiyi veren eşitlikten (Denklem 81) hesaplanan değerlerle Çizelge 3'de karşılaştırılmıştır. Hesaplamalar rastgele seçilen 10 değişik akış hızında, $R=0.019 \text{ m}$, $\kappa=0.658$ ve $L=1 \text{ m}$ için yapılmıştır.

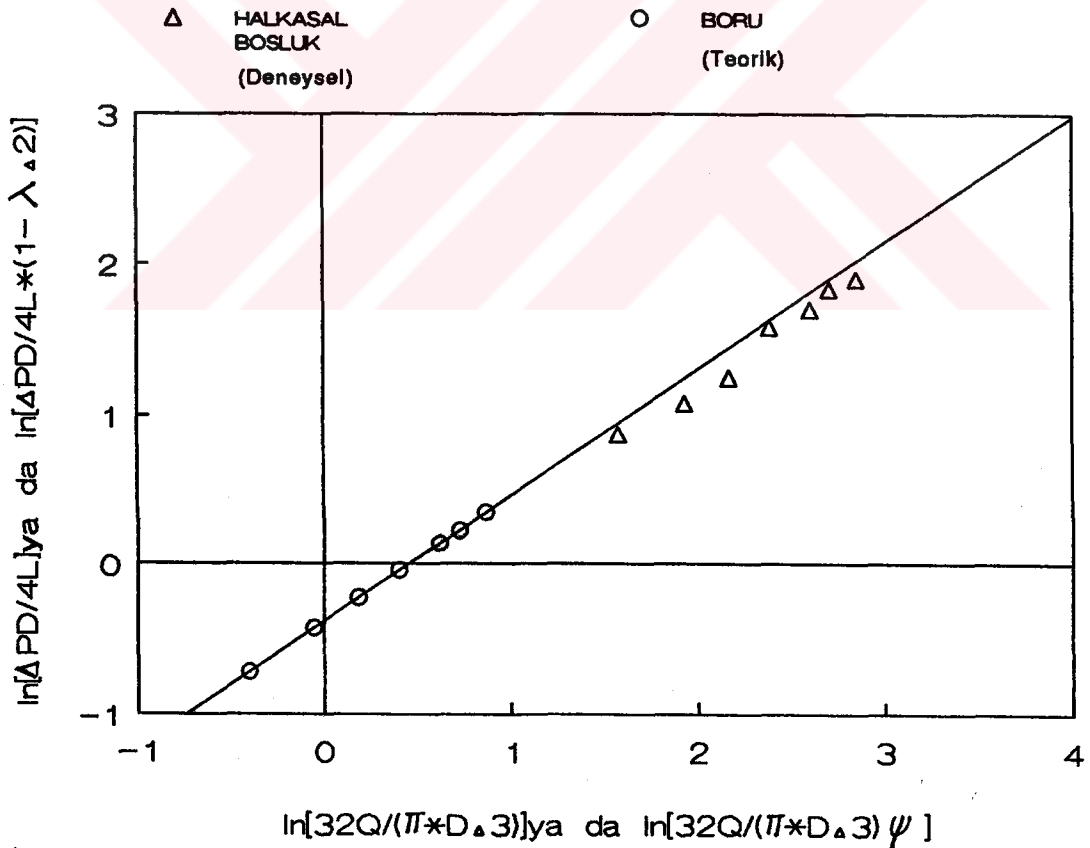
$$\frac{Q}{\pi R^3} = \frac{\Delta P R}{8 \mu L} \left[(1 - \kappa^4) - \frac{(1 - \kappa^2)^2}{\ln(1/\kappa)} \right] \quad (81)$$

Çizelge 4.2. Newton akışkanları için 10 değişik akış hızında yapılan hesaplamaların karşılaştırılması.

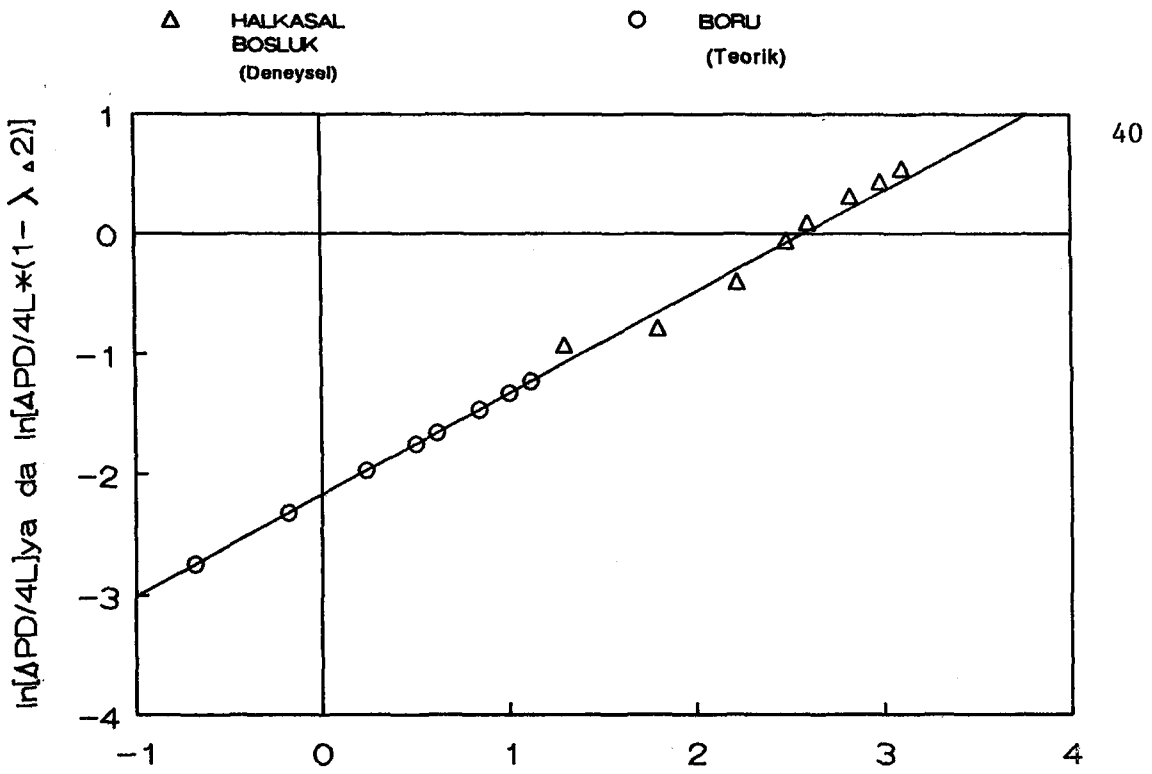
$\dot{m} \text{ (kg/s)}$	$-\Delta P, \text{ Pa}$		
	Bird et al.	Frederick.&Bird	Sayısal
0.01	4.407	4.409	4.408
0.02	8.813	8.818	8.816
0.03	13.22	13.227	13.22
0.04	17.626	17.636	17.63
0.05	22.033	22.046	22.4
0.06	26.439	26.455	26.45
0.07	30.486	30.864	30.86
0.08	35.252	35.273	35.26
0.09	39.659	39.682	39.67
0.10	44.065	44.091	44.08

Basınç düşmesini hesaplamak için kullanılmak üzere oluşturulan bilgisayar programı, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'de anlatılan yöntemleri sınamak için % 1 ve % 2'lik CMC çözeltileri ve melas ile basınç düşmesi denemeleri yapılmıştır. Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle göre grafikler çizildiğinde (Şekil 4.1.-4.11.) boruda basınç düşmesi değerlerine göre elde edilen doğrunun aynı zamanda halkasal boşlukta elde edilen noktalardan geçtiği görülmüştür. Aynı zamanda grafiklerin eğiminin akış davranış indeksini (n), Y eksenini kestiği noktanın K' değerinin doğal logaritmasını verdiği gözlenmiştir. Burada K' Denklem 82'de verilmiştir.

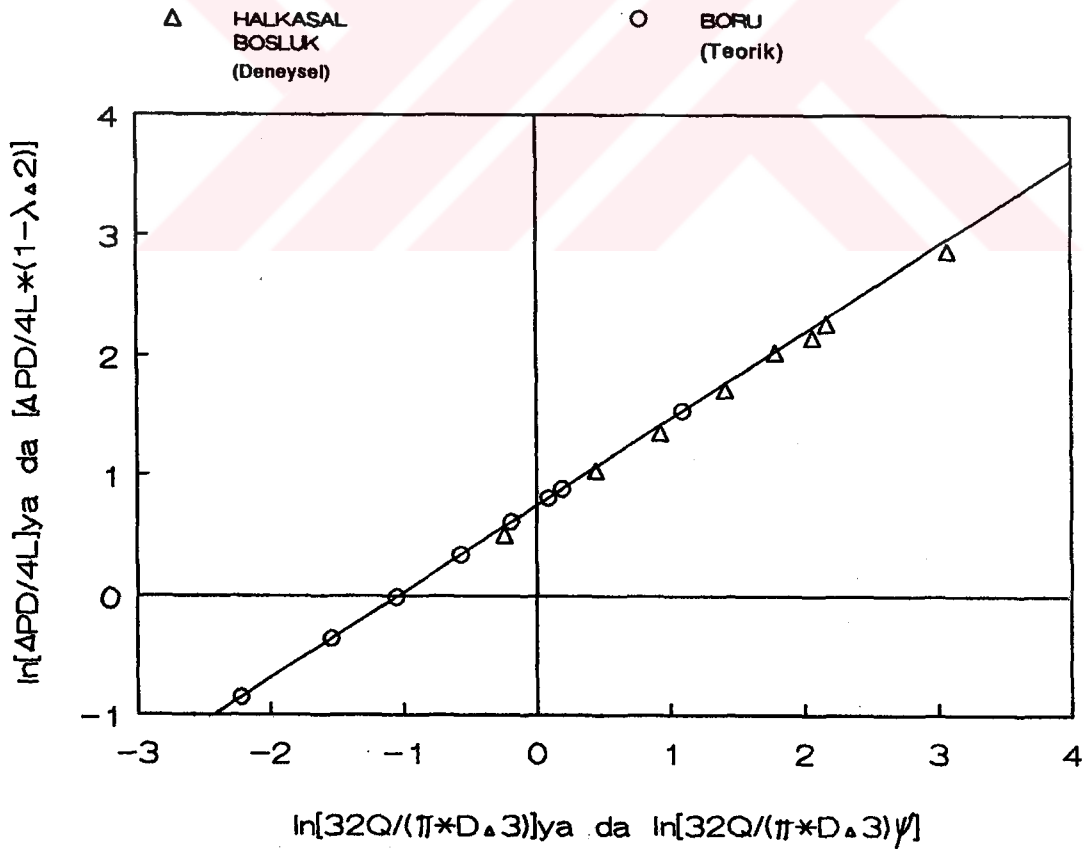
$$K' = K \left(\frac{3n+1}{4n} \right)^n \quad (82)$$



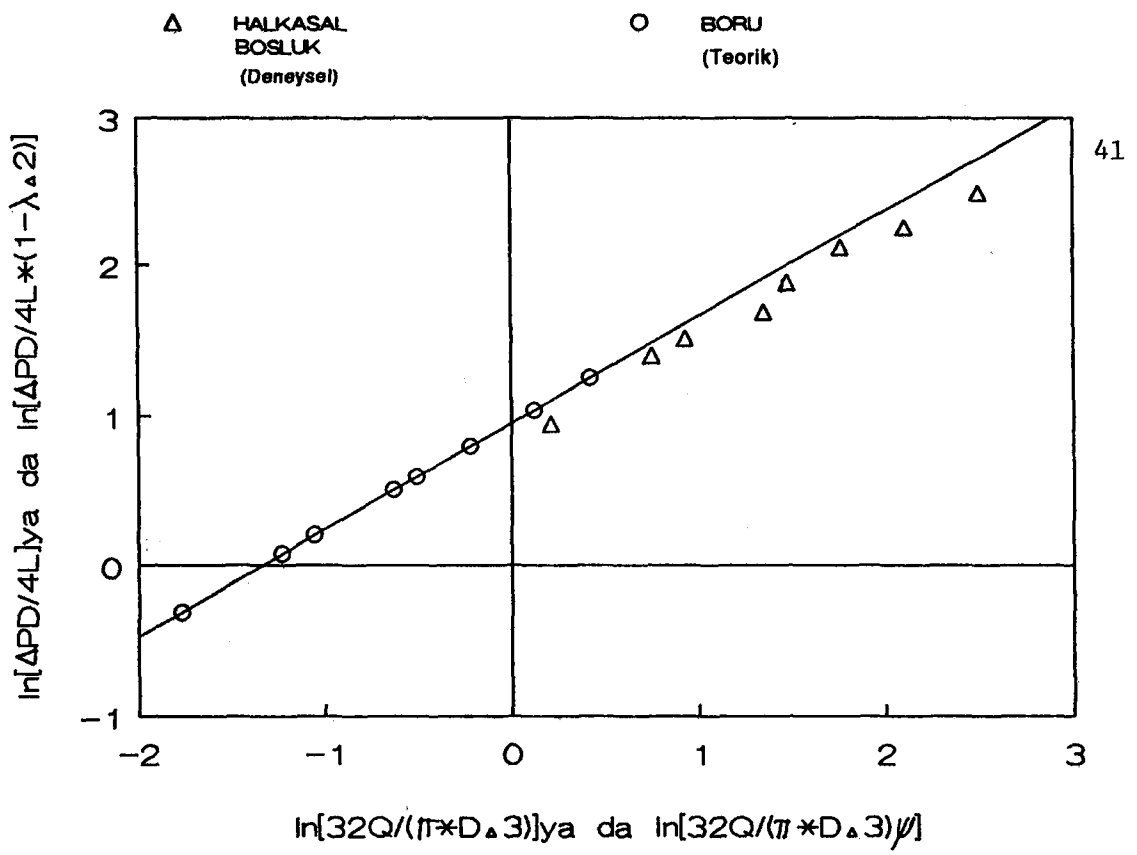
Şekil 4.1. % 1'lik CMC çözeltisi için ($K=0.11 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.84$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



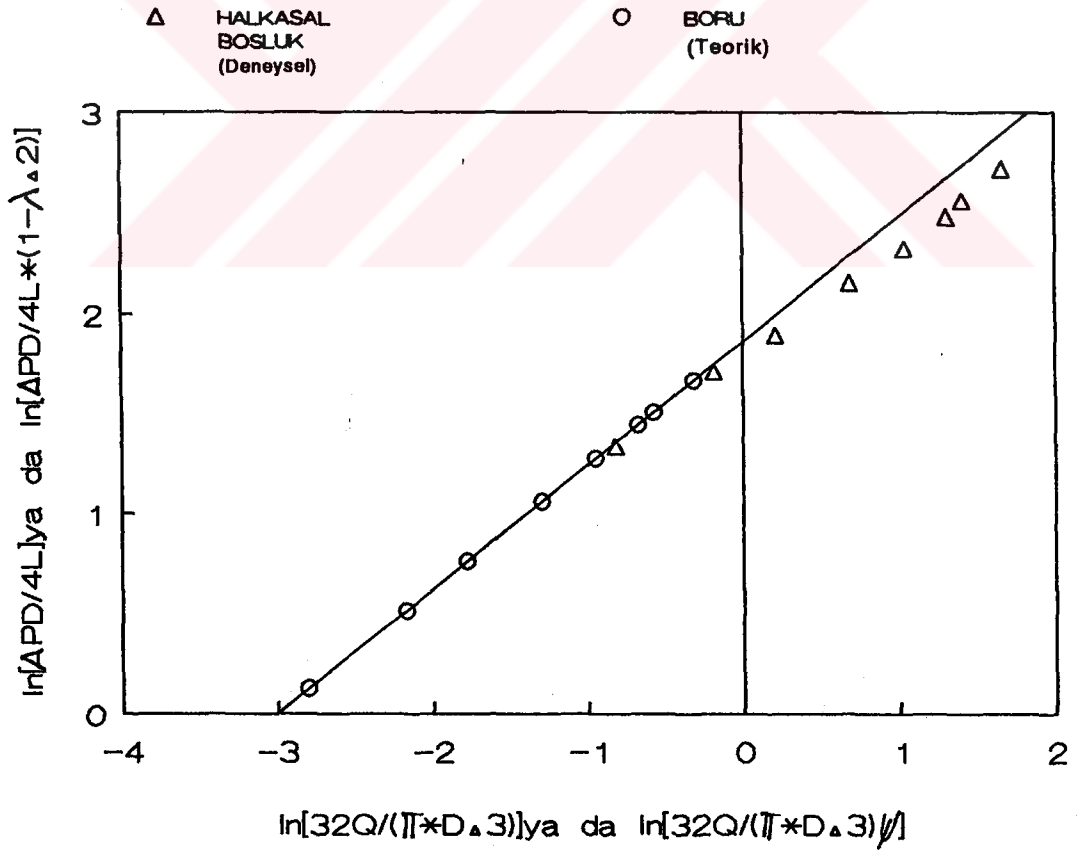
Şekil 4.2. % 1'lik CMC çözeltisi için ($K=0.66 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.84$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



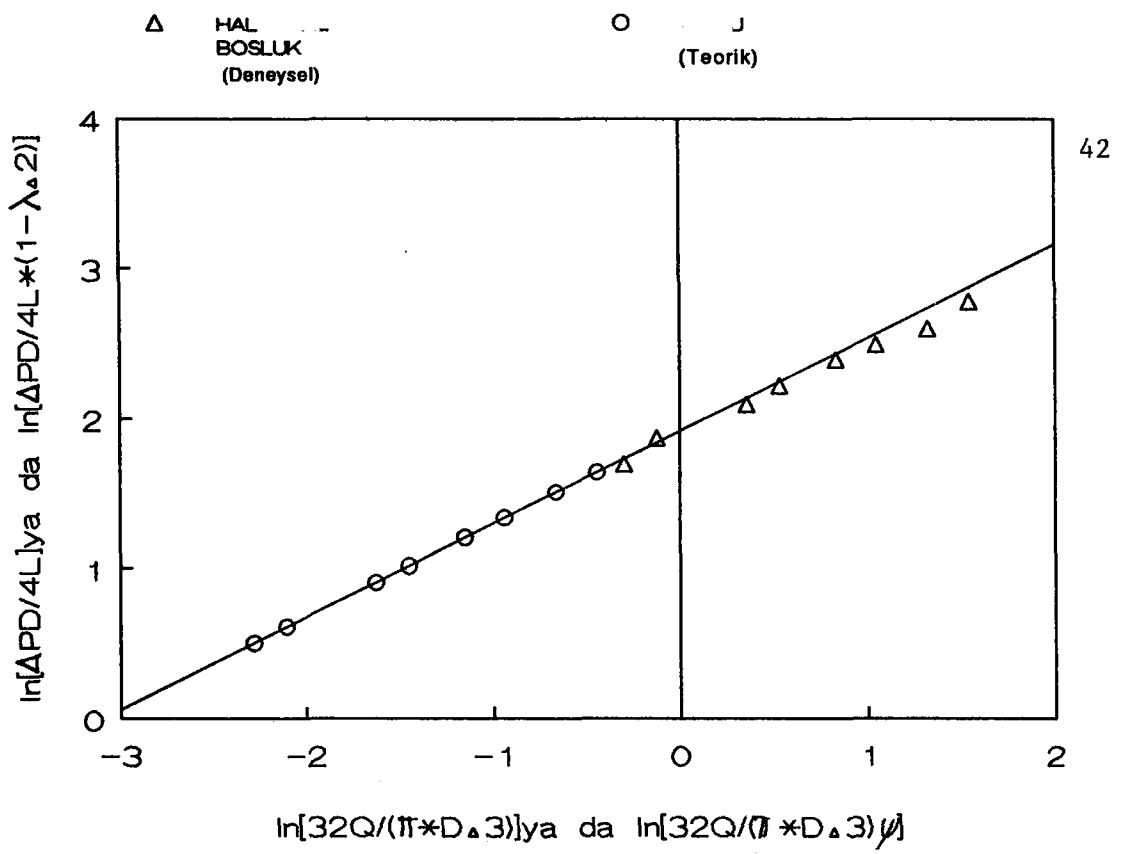
Şekil 4.3. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=1.98 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.72$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



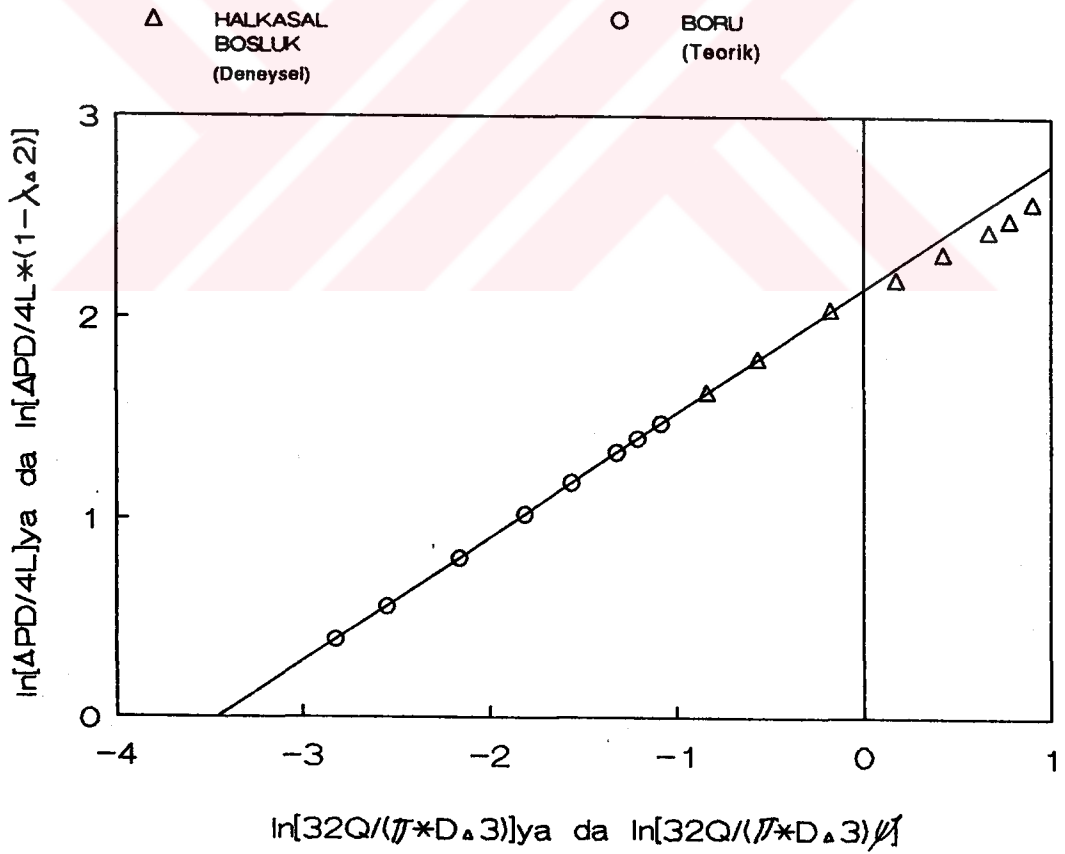
Şekil 4.4. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=2.42 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.71$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



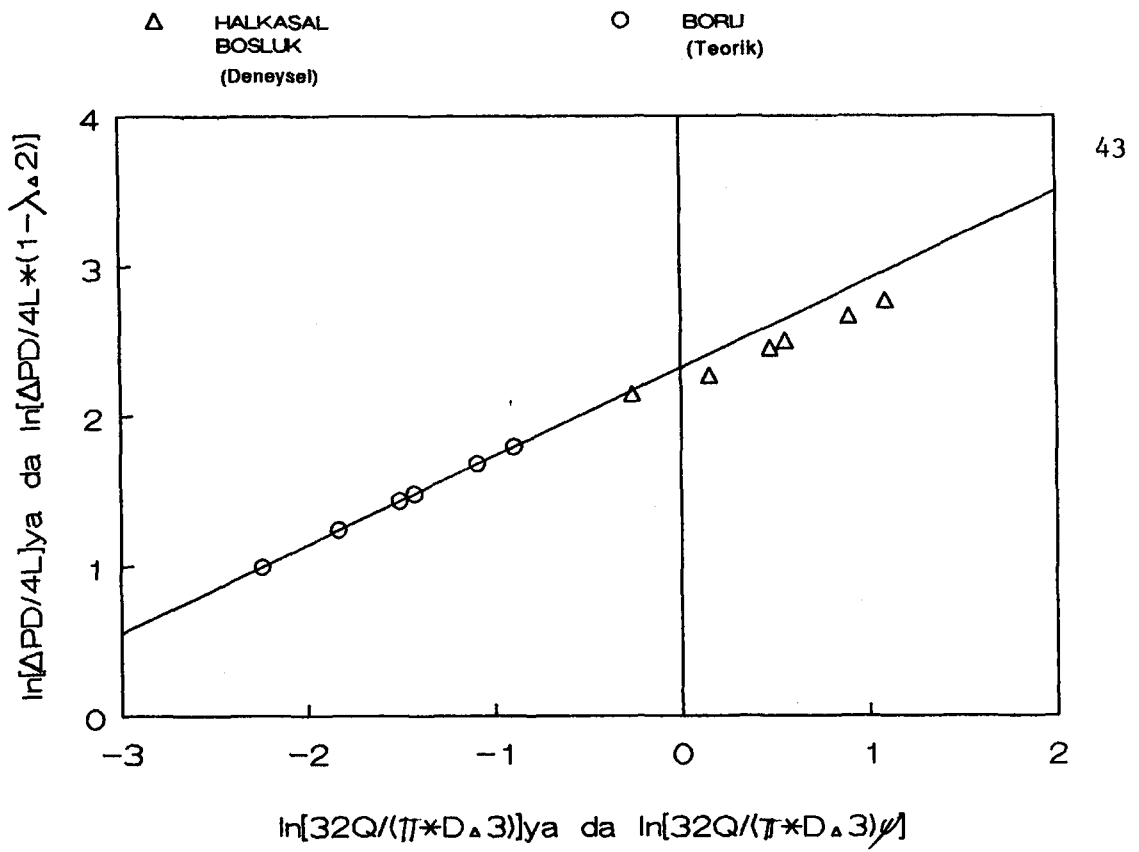
Şekil 4.5. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=5.90 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.62$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



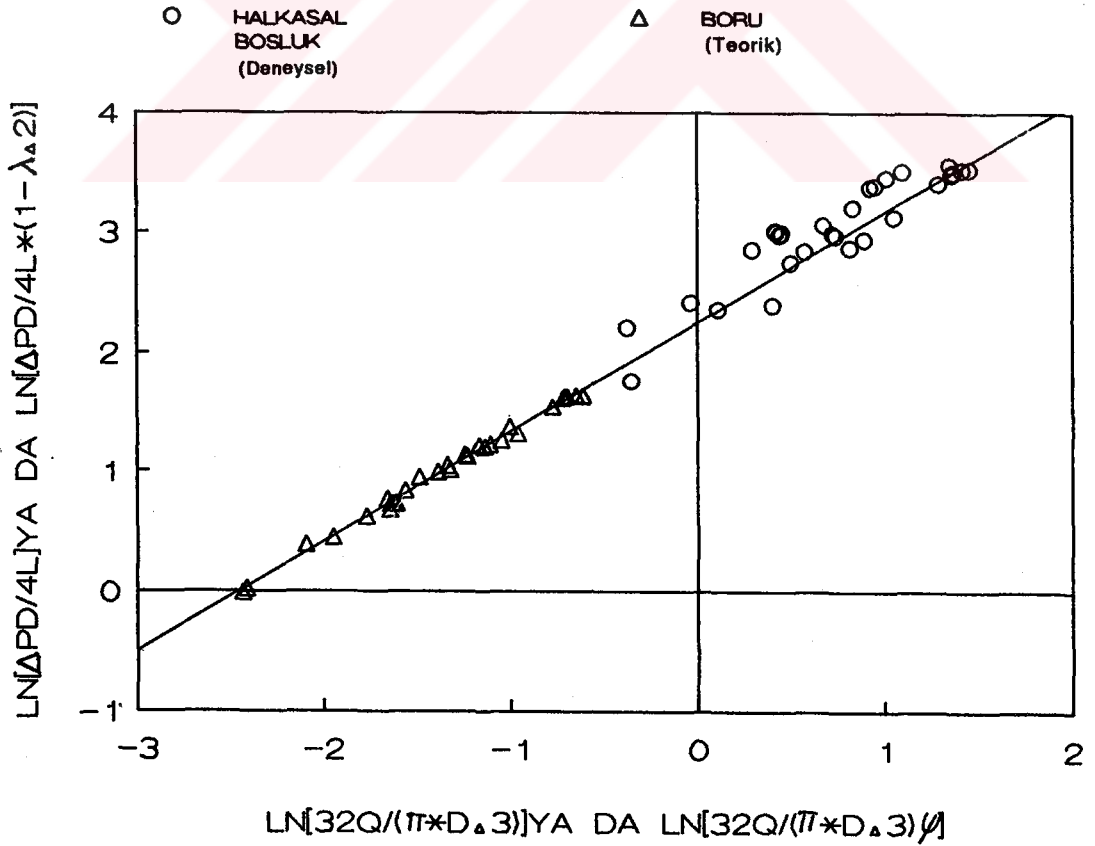
Şekil 4.6. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=6.23 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.62$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



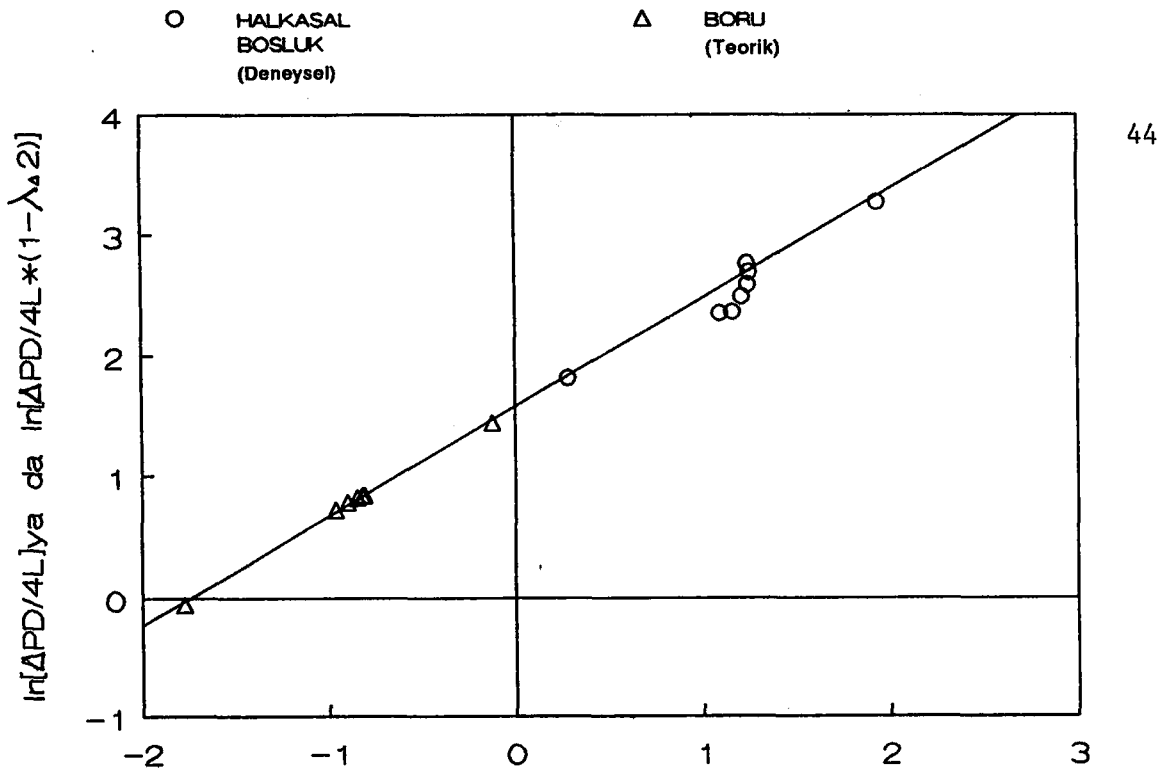
Şekil 4.7. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=7.81 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.62$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



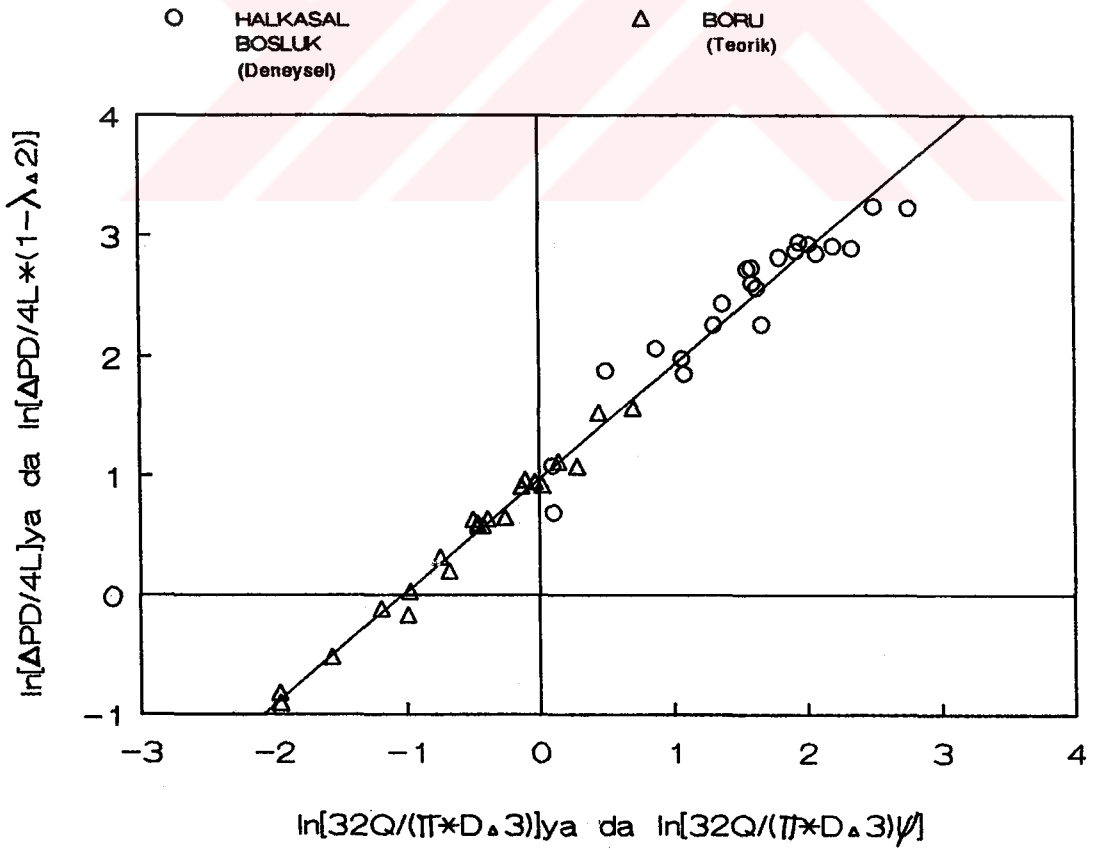
Şekil 4.8. % 2'lik CMC çözeltisi için ($K=9.28 \text{ Pa.s}^n$, $n=0.59$) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



Şekil 4.9. Melas için (30.4°C) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



Şekil 4.10. Melas için (40.4°C) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.



Şekil 4.11. Melas için (50.3°C) Russel ve Christiansen (1974)'de anlatılan yöntemle çizilen grafik.

Russel ve Christiansen (1974)'de verilen ve Newton akışkanları için duvarda kayma hızı ile kayma gerilimi arasındaki ifade Newton-dışı akışkanlar için yazılarak (Denklem 83) Russel ve Christiansen çözümü olarak kullanılmıştır.

$$\frac{\Delta PR}{2L}(1 - \lambda^2) = K' \left[\frac{4Q}{\pi R^3} \Psi \right]^n \quad (83)$$

burada, ψ Denklem 28'de verilmiştir. Grafiklerden bulunan K ve n değerlerinin deneysel değerlerle karşılaştırılması EK 2 ve istatistiksel değerlendirilmesi Çizelge 4.3.'de verilmiştir. Hatalar, öngörülen değerlerin deneysel değerlerden çıkarılıp deneysel değerlere bölümünün yüz ile çarpılması ile elde edilmiştir.

$$\%E = \frac{\text{öngörülen} - \text{deneysel}}{\text{deneysel}} * 100$$

Çizelge 4.3. Hesaplanan ve deneysel K ve n değerlerinin istatistiksel değerlendirilmesi.

	K(Pa.s ⁿ)	n
Ortalama hata	-5.04	-7.58
Ort.Mutlak hata	9.01	9.1
Std. sapma	8.28	7.81
Minimum	-13.64	-22.58
Maksimum	14.01	5.95

Ek 2 ve Çizelge 4.3.'den de görüldüğü gibi Russel ve Christiansen (1974)'de kullanılan yöntemi Denklem 83'deki gibi ifade ederek kullanmak mümkündür.

Bilgisayar programı, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hank ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel verilerle karşılaştırılması Ek 3-7 ve istatistiksel değerlendirmeleri Çizelge 4.4.-4.8.'de verilmiştir.

Çizelge 4.4. % 1'lik CMC çözeltisi için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

	Sayısal	Frederickson&Bird	Russel&Christiansen	Hanks&Larsen
Veri sayısı	15	15	15	15
Ortalama hata	3.98	4.02	7.05	10.90
Ort. mutlak hata	10.83	10.85	11.91	13.53
Std. sapma	11.20	11.21	11.54	11.95
Minimum	-13.48	-13.48	-10.92	-7.75
Maksimum	21.83	21.87	25.42	29.94

Çizelge 4.5. % 2'lik CMC çözeltisi için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

	Sayısal	Frederickson&Bird	Russel&Christiansen	Hanks&Larsen
Veri sayısı	46	46	46	46
Ortalama hata	12.58	10.62	9.09	17.43
Ort. mutlak hata	10.74	10.78	9.88	17.43
Std. sapma	7.12	7.13	7.56	7.56
Minimum	-2.56	-2.52	-8.46	-3.42
Maksimum	26.03	26.08	26.13	33.98

Çizelge 4.6. Melas (30.4°C) için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

	Sayısal	Frederickson&Bird	Russel&Christiansen	Hanks&Larsen
Veri sayısı	30	30	30	30
Ortalama hata	-6.53	-6.51	-0.61	0.08
Ort. mutlak hata	16.20	16.20	17.07	17.23
Std. sapma	18.42	18.43	19.60	19.73
Minimum	-33.44	-33.43	-29.25	9.09
Maksimum	34.48	34.52	43.06	44.00

Çizelge 4.7. Melas (40.4°C) için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

	Sayısal	Frederickson&Bird	Russel&Christiane	Hanks&Larsen
Veri sayısı	8	8	8	8
Ortalama hata	12.61	12.64	19.12	20.50
Ort.mutlak hata	13.80	13.82	19.12	20.50
Std. sapma	13.26	13.27	14.05	14.20
Minimum	-4.74	-4.74	0.76	1.93
Maksimum	34.54	34.58	42.34	43.67

Çizelge 4.8. Melas (50.3°C) için sonuçların istatistiksel değerlendirmesi.

	Sayısal	Frederickson&Bird	Russel&Christiane	Hanks&Larsen
Veri sayısı	22	22	22	22
Ortalama hata	-8.42	-8.42	-3.70	-2.15
Ort.mutlak hata	17.29	17.28	16.85	16.72
Std. sapma	18.58	18.58	19.72	20.03
Minimum	-41.36	-41.34	-40.25	-39.27
Maksimum	26.94	26.99	33.55	35.75

Çizelge 4.9.'da deneysel verilere uygulanan yöntemlerin tüm veriler için (121 adet) bir değerlendirmesi bulunmaktadır. Çizelge 4.9. incelendiğinde sayısal, Frederickson ve Bird (1958) ve Russel ve Christiansen (1974) çözümlerinin sonuçlarının birbirine çok yakın olduğu Hanks ve Larsen (1979) yönteminin hatasının bu üç yöntemle göre daha fazla olduğu gözlenmektedir. Dört yöntemde de üssel kuralın kullanılmış olması Vaughn ve Bergman (1966)'da yazılan üssel kuralın geçersizliği tezi çürütülmektedir. Üssel kural diğer akış modellerine göre daha az parametreye gerek duymaktadır.

Çizelge 4.9. Sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin 121 adet deney verisi ile karşılaştırılması.

	SAYISAL	FRED.&BIRD	RUS.&CHRIS.	HANKS&LARSEN
VERİ SAYISI	121	121	121	121
ORTALAMA HATA	2.2	2.23	4.77	8.96
ORT.MUTLAK HATA	13.5	13.52	13.79	16.97
STD. SAPMA	16.34	16.35	16.09	17.34
MINIMUM	-41.36	-41.34	-40.25	-39.27
MAKSİMUM	34.54	38.39	43.06	44

4.3. Nu sayısının hesaplanması için geliştirilen korelasyon.

Halkasal boşlukta laminar rejimde akan Newton-dışı akışkanların ısı aktarımı problemlerine çözüm getirebilmek için Nu sayısının hesaplanabileceği bir korelasyon geliştirilmiştir. Şekil 3.4'de gösterilen grafik iki bölgede incelenmiştir. Bu bölgeler değişik κ değerleri için değişik Gz sayılarında ayrılmaktadır. κ ve Gz sayıları arasında yapılan korelasyonla aşağıda gösterilen (Denklem 84) ve Denklem 85 ya da 86'nin kullanılacağını belirleyen denklem elde edilmiştir.

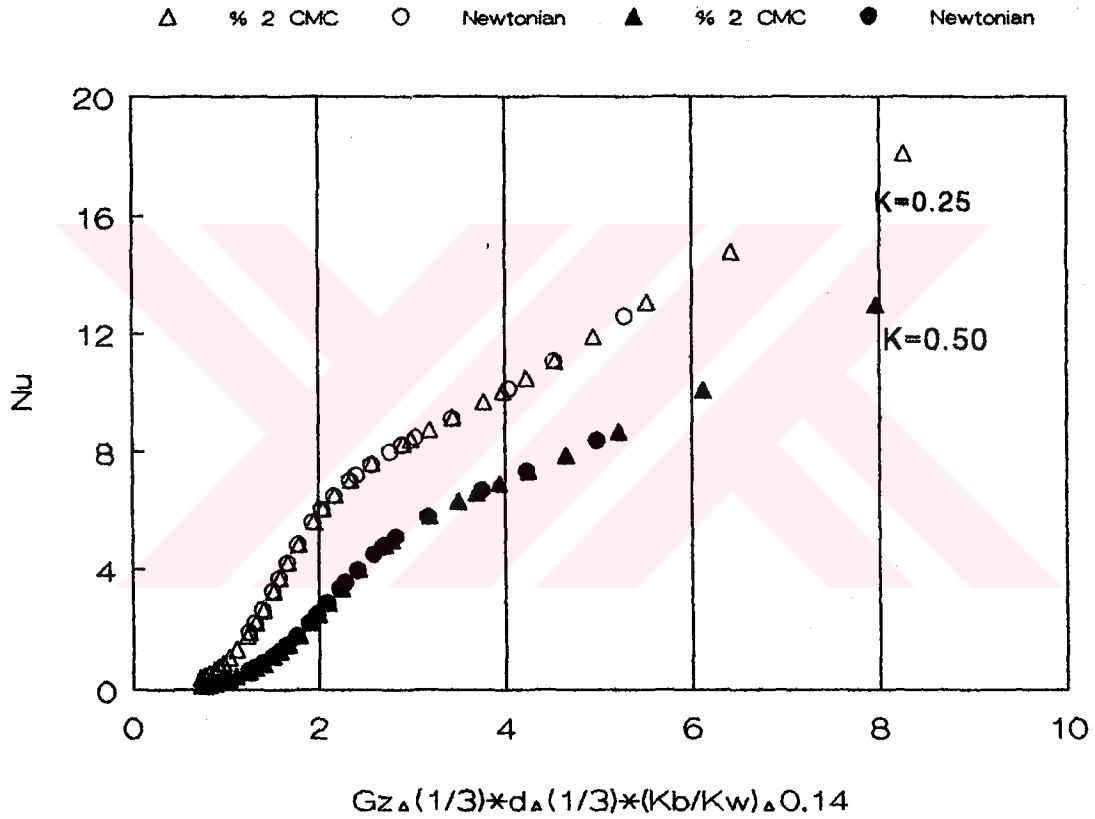
$$Gz = 8.16 \left[\frac{\kappa}{1 - \kappa} \right]^{\frac{2}{3}} \quad (84)$$

Gz sayısının Denklem 80'den küçük eşit olduğu durumlar için Denklem 81, büyük olduğu durumlar için Denklem 82 geçerlidir.

$$Nu = 0.322 \left[\frac{1 - \kappa}{\kappa} \right] \left[Gz^{\frac{1}{3}} \delta^{\frac{1}{3}} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right]^{3.01 \kappa^{0.05}} \quad (85)$$

$$Nu = 7.8(1 - \kappa)^{3.1} + 1.477 \left[\frac{1 - \kappa}{\kappa} \right]^{0.205} \left[Gz^{1/3} \delta^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right] \quad (86)$$

Denklemlerin katsayıları belirlenirken sayısal olarak bulunan değerlerle Şekil 3.4'ün benzeri bir grafik çizilmiş (Şekil 4.12.), bu katsayıların akışkanın akış özelliklerine bağlı olmadığı gözlenmiş ve boruların yarıçaplar oranları temel alınmıştır.

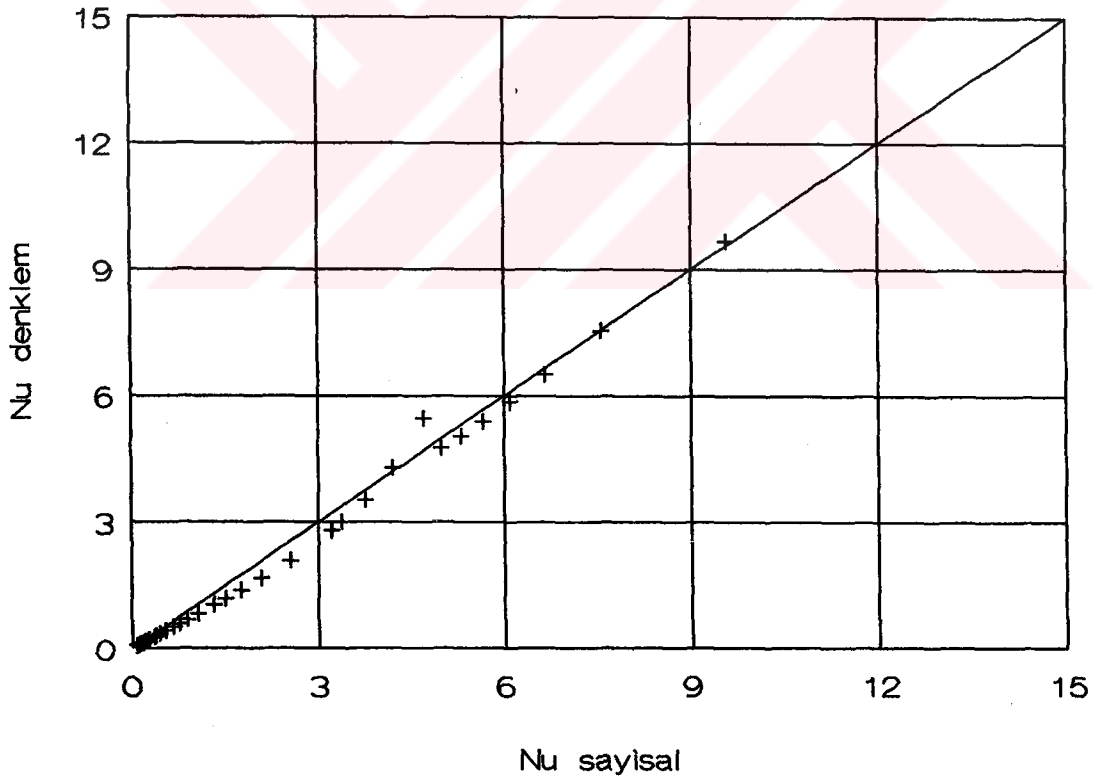


Şekil 4.12. CMC ve Newton akışkanı ($n=1$) için değişik yarıçap oranlarında Nu ve $[Gz^{1/3} \delta^{1/3} (K_b/K_w)^{0.14}]$ arasında çizilen grafik.

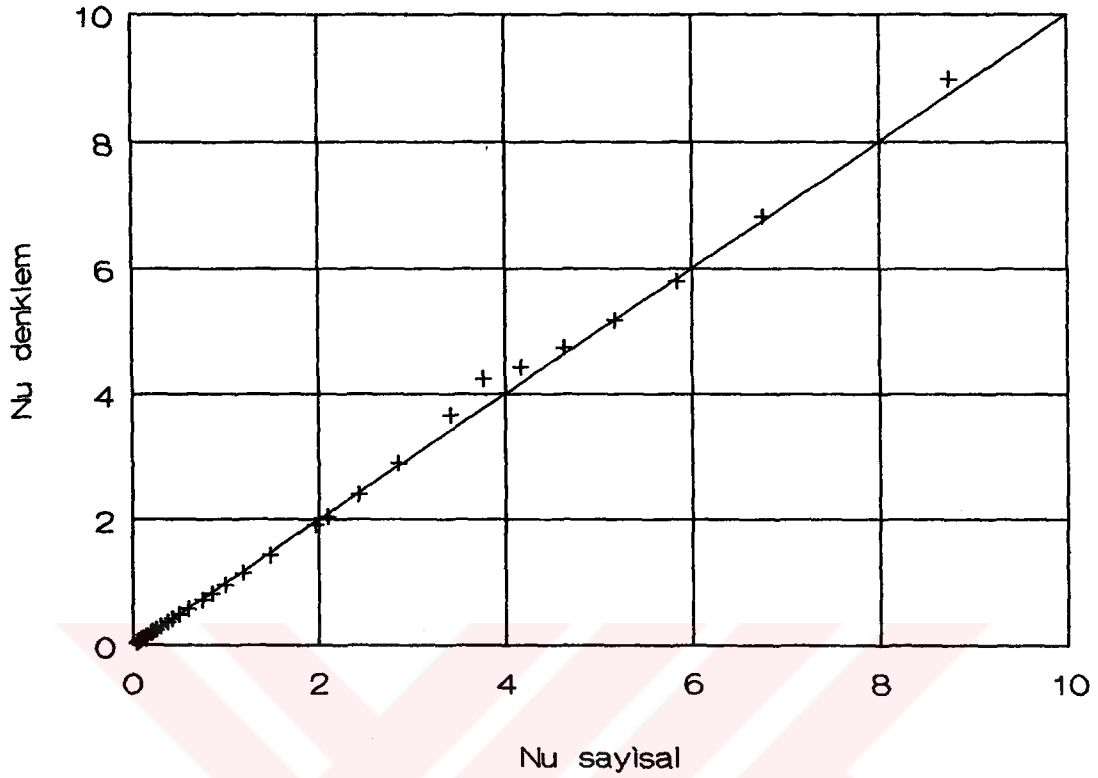
Denklem 85 ve 86 elde edilirken, borularda ısı aktarım denklemlerinde (Denklem 31-38) Nu sayısının Gz , δ , K_b/K_w değerlerinin fonksiyonu olduğu görülmüş ve bu terimleri içeren $[Gz^{1/3} \delta^{1/3} (K_b/K_w)^{0.14}]$ ifadesi temel alınarak Nu sayısı ile korele edilmiştir. I. bölgeyi $Y=aX^b$ şeklinde üssel bir ilişki ile ifade

etmek mümkündür. Yapılan regresyonla değişik κ değerleri için a ve b katsayıları bulunmuş, daha sonra bu katsayılar κ değerleri ile tekrar korele edilmiştir. II. bölgeyi $Y=a+bX$ şeklinde doğrusal bir ilişki ile ifade etmek mümkün olmuş ve I. bölge için yapılan işlemler II. bölge için de yapılmıştır.

Elde edilen denklemlerin sayısal çözümle uyumunu kontrol etmek amacı ile % 2'lik CMC çözeltisi ve melasa ait verilerle yarıçaplar oranı 0.75 olan bir halkasal boşluk için örnek hesaplamalar yapılmış ve bulunan Nu sayıları arasında grafikler çizilmiştir (Şekil 4.13. ve 4.14.). Grafiklerden sayısal ve denklemlerle elde edilen Nu sayıları arasında iyi bir uyum olduğu görülmektedir.



Şekil 4.13. % 2'lik CMC çözeltisi için sayısal ve denklemlerle elde edilen Nu sayıları arasındaki ilişki.



Şekil 4.14. Melas için sayısal ve denklemle elde edilen Nu sayıları arasındaki ilişki.

Denklemleri sınamak için % 2'lik CMC çözeltisi ve melas ile denemeler yapılmıştır ($0.28 \leq Gz \leq 21.74$). Geliştirilen bilgisayar programı ve bulunan korelasyonun deneysel verilerle karşılaştırılması Ek 8 ve 9, istatistiksel değerlendirmeleri Çizelge 4.10. ve 4.11.'de verilmiştir.

Çizelge 4.10. % 2'lik CMC çözeltisi için ısıtma deneme sonuçlarının istatistiksel değerlendirmesi.

	Sayısal	Denklem
VERİ SAYISI	31	31
ORTALAMA HATA	-3.68	-9.61
ORT. MUTLAK HATA	9.93	12.72
STD. SAPMA	12.39	11.51
MINIMUM	-27.43	-29.55
MAKSİMUM	33.27	20.76

Çizelge 4.11. Melas için için ısıtma deneme sonuçlarının istatistiksel değerlendirmesi.

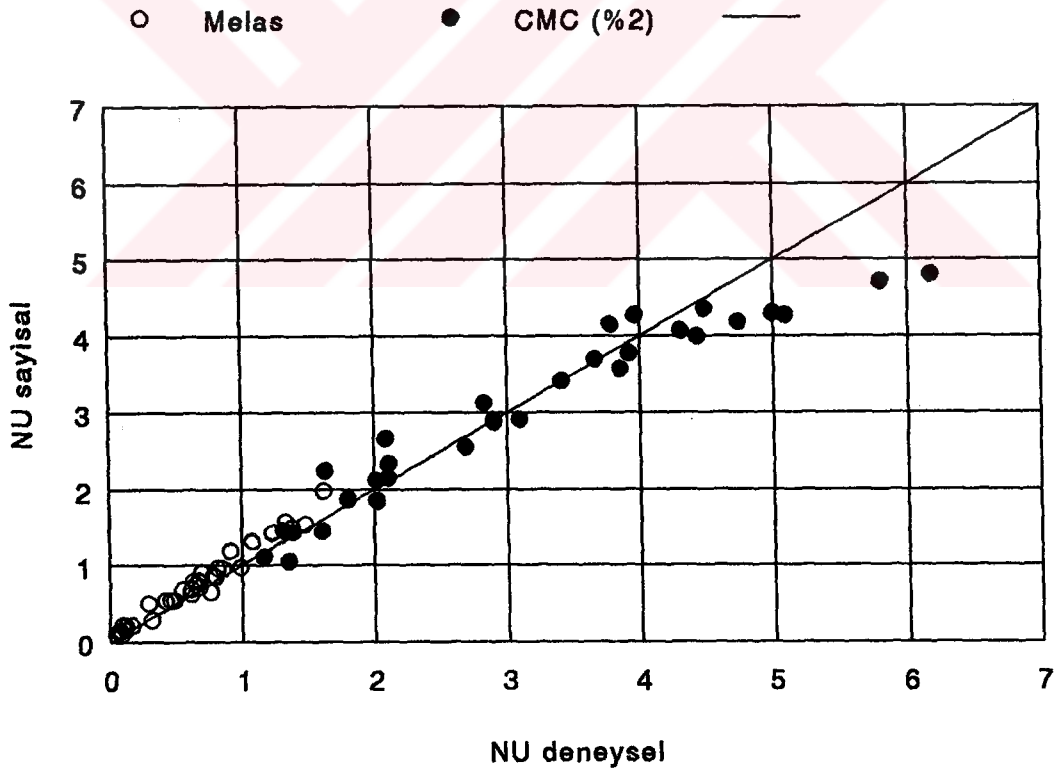
	Sayısal	Denklem
VERİ SAYISI	36	36
ORTALAMA HATA	-2.36	-3.82
ORT. MUTLAK HATA	12.22	15.29
STD. SAPMA	15.70	18.13
MINIMUM	-43.71	-37.72
MAKSİMUM	25.81	37.06

Çizelge 4.10. ve 4.11.'den görüldüğü gibi bulunan korelasyonların % 2'lik CMC çözültisi ile yapılan deneme sonuçları ile uyumlu olduğu görülmektedir. Melas ile yapılan denemelerin sonuçları ile uyumlu olduğu söylenememektedir. Melas ile yapılan denemelerde yüksek kıvamlılıktan dolayı yüksek debilere çıkılamadığından düşük Gz sayılarında çalışılmıştır. Düşük debilerde, debi ve sıcaklık ölçümlerinde yapılabilecek hataların sonuçlara etkisi büyük olmaktadır. Bu nedenle hesaplanan ve deneysel sonuçlara arasındaki farklar çok büyüktür. Deneysel Gz sayısının 3.68-21.74 değerleri (% 2'lik CMC çözültisi) uyum sağlayan korelasyonlar, deneysel Gz sayısının 0.28-5.94 değerleri (melas) arasında uyumlu olmamaktadır. Denemelerde kullanılan ısı değiştiricisinin üzeri 5 cm kalınlığında cam yünü ile izole edilmiş olmasına rağmen ısı kaybı olmaktadır. Yüksek debilerde aktarılan ısıнын yanında ısı kaybı ihmal edilebilir olmakta fakat düşük debilerde ısı kaybı aktarılan ısıya göre ihmal edilemeyecek kadar etkili olmaktadır. % 2'lik CMC çözültisi ve melas ile yapılan toplam 67 adet ısıtma denemesinin ısı kaybı dikkate alınarak hesaplanan sonuçlarının sayısal ve denklemle yapılan hesaplamalarla karşılaştırılması Çizelge 4.12.'de verilmiştir.

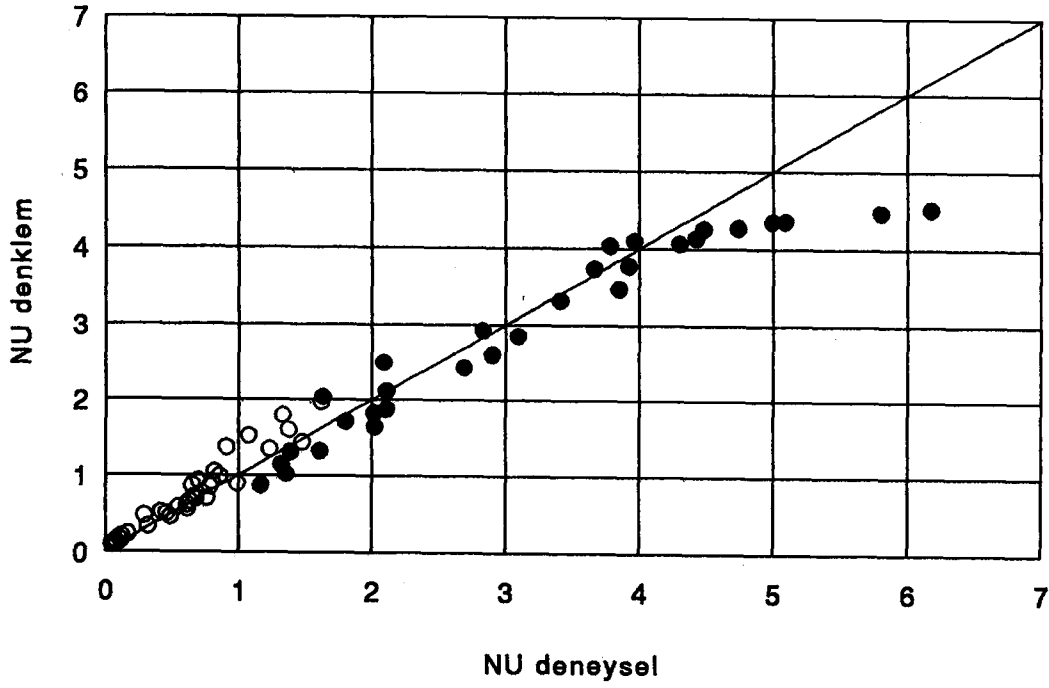
Çizelge 4.12. Sayısal ve denklemlle yapılan çözümlerin deneysel verilerle karşılaştırılması.

	Sayısal	Denklem
VERİ SAYISI	67	67
ORTALAMA HATA	-2.97	-6.50
ORT. MUTLAK HATA	11.16	14.10
STD. SAPMA	14.28	15.69
MINIMUM	-43.71	-37.72
MAKSİMUM	33.27	37.06

Şekil 4.15. ve 4.16.'da sayısal ve denklemden hesaplanan Nu sayılarının deneysel Nu sayıları ile karşılaştırmaları görülmektedir.

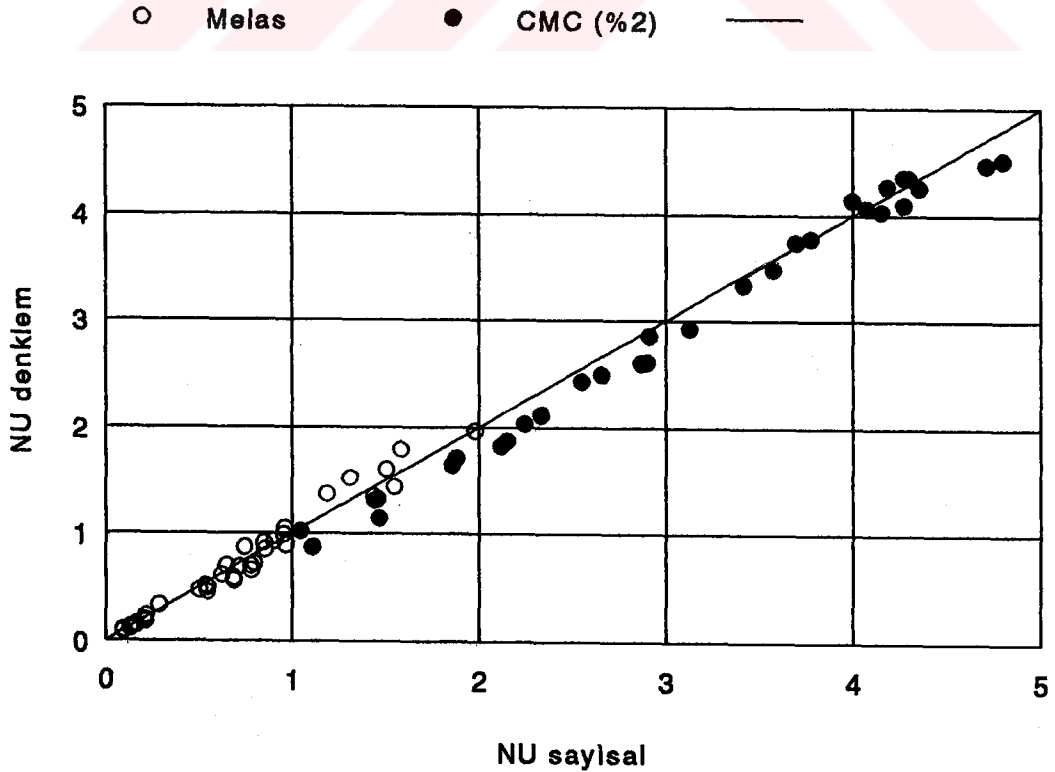


Şekil 4.15. % 2'lik CMC ve melas ile yapılan denemelerden bulunan Nu sayılarının sayısal olarak hesaplanan Nu sayıları ile karşılaştırılması.



Şekil 4.16. % 2'lik CMC ve melas ile yapılan denemelerden bulunan Nu sayılarının denklem kullanılarak hesaplanan Nu sayıları ile karşılaştırılması.

Şekil 4.17.'de ise deneysel verilerle elde edilen sayısal ve denklem çözümlerinin karşılaştırılması görülmektedir.



Şekil 4.17. Deneysel verilerle yapılan sayısal ve denklem çözümlerinin karşılaştırılması.

Tanaka ve Mitsuishi (1975)'de verilen Nu denklemi (Denklem 43-46) deneysel verilerle karşılaştırılmak istenmiş, ancak Denklem 46'da bulunan (μ_{aw}/μ^{ao}) teriminde iç duvardaki görünür viskozite (μ^{aw}) belirlenebilmesine rağmen dışduvardaki görünür viskozite (μ^{ao}) bilinemediğinden karşılaştırma yapılamamıştır. Dışduvar sıcaklığını sayısal çözüm yapılırken belirlemek mümkün olduğundan aşağıdaki koşullar için sayısal hesaplamalar yapılmış ve Denklem 43- 46'dan bulunan sonuçlarla karşılaştırılmıştır (EK 10 ve Çizelge 4.13.).

% 2'lik CMC çözeltisi, $\kappa=0.658$, $n=0.65$, $Gz > 10$

Denklem 46'daki doğal konveksiyon terimleri ihmal edilmiştir ($Gr_w/Re_w=0$).

Çizelge 4.13. Denklem 46'nın sonuçlarının sayısal yöntemle karşılaştırılmasının istatistiksel değerlendirilmesi.

Veri sayısı	29
Ortalama hata	1.66
Ort. mutlak hata	7.15
Std. sapma	7.98
Minimum	-13.42
Maksimum	11.80

Çizelge 4.13.'de görüldüğü gibi Tanaka ve Mitsuishi (1975)'de verilen Nu denklemi sayısal çözümle uyum sağlamaktadır. Ancak bu denklem dışduvar görünür viskozitesi bilinemediğinden deneysel verilerle kontrol edilememiştir.

Denemelerde kullanılan ısı değiştiricisinin boyunun uzun olması nedeni ile halksal boşlukta akan akışkanın iç duvar sıcaklığına yakın bir sıcaklıkta ısı değiştiricisini terkettiği gözlenmiştir. Bunun üzerine Denklem 87'de verilen uzun borular için de çözüm yapılmıştır. Toplam 67 adet deneysel verinin uzun boru

için yapılan çözümleri ve sonuçlarının deneysel değerlerle karşılaştırması EK 11 ve Çizelge 4.14'de verilmiştir.

$$Nu = \frac{2}{\pi} \frac{\dot{m}Cp}{kL} \quad (87)$$

Çizelge 4.14. Uzun boru için çözümlerin deneysel değerlerle karşılaştırılmasının istatistiksel değerlendirmesi.

	Uzun boru
VERİ SAYISI	67
ORTALAMA HATA	11.71
ORT.MUTLAK HATA	25.43
STD. SAPMA	31.20
MINIMUM	-91.54
MAKSIMUM	83.00

Eşdeğer çap tanımlaması Denklem 88'deki gibi yapılarak Nu sayısının daha basit bir ifadesi bulunmaya çalışılmıştır.

$$D_{eq} = 4 * r_h = 4 \frac{\text{Akışalanı}}{\text{Isıaktarımcı evresi}} = 4 \frac{\pi(R^2 - \kappa^2 R^2)}{2\pi\kappa R} = 2R \frac{(1 - \kappa^2)}{\kappa} \quad (88)$$

Nu sayısının Denklem 88'deki eşdeğer çap tanımlaması ve Denklem 84'deki sınırlamaya göre elde edilen yeni Nu korelasyonları Denklem 89 ve 90'da verilmiştir.

$$Nu = 0.67 \left[\frac{1 - \kappa^2}{\kappa} \right]^{1.56} \left[Gz^{1/3} \delta^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right]^{3.01 \kappa^{0.04}} \quad (89)$$

$$Nu = 0.91 \left(\frac{1 - \kappa^2}{\kappa} \right)^{1.97} + 2.034 \kappa^{-1.1} \left[Gz^{1/3} \delta^{1/3} \left(\frac{K_b}{K_w} \right)^{0.14} \right] \quad (90)$$

Denklem 88 kullanılarak bulunan korelasyonların yarıçaplar oranına bağlı olması Denklem 85 ve 86'dan farklı bir çözüm getirmemiştir. Bu nedenle Denklem 89 ve 90 yerine Denklem 85 ve 86'nın kullanılması tercih edilmiştir.

5. SONUÇ

Akış modeli olarak kullanılan üssel kuralın uygulanabilir bir model olduğu ve halkasal boşlukta laminar akış için basınç düşmesi hesaplamalarında kullanılabileceği gözlenmiştir. Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979) yöntemleri Frederickson ve Bird (1958) ve sayısal yöntemlere oranla daha fazla hata veriyorsa da çözüm kolaylıkları nedeni ile hesaplamalarda kullanılabilir nitelikte bulunmuştur.

Nusselt sayısını bulmak için geliştirilen korelasyon, Greatz sayısının 0.28 ile 21.74 arasındaki değerleri için deneysel verilerle kontrol edilmiştir. Yüksek Gz sayılarında iyi uyum gösteren korelasyonun düşük Gz sayılarındaki uyumu iyi olmamaktadır.



6. KAYNAKLAR

- Alves, G.E., Bucher, D.F. and Pigford, R.L., 1952, Chem. Eng. Progr. 48, 385.
- Bird, R.B., Steward, W.E. and Lightfoot, E.N., 1960, Transport Phenomena, Int. Ed., p.51-53, Wiley Toppan, USA.
- Bird, B. and Matsushita, S., 1965, Analytical and Numerical Solutions for Laminar Flow of The Non-Newtonian Ellis Fluid, A.I.Ch.E.J., vol 11, No:4, p.588.
- Brodkey, R. and Hershey, H., 1988, Transport Phenomena, p.252, McGraw Hill Int., Singapore.
- Carnahan, B., Luther, H.A. and Wilkes, J.D., 1969, Applied Numerical Methods, John Wiley & Sons INC, USA.
- Charm, S.E. and Merrill, E.W., 1959, Heat transfer coefficients in straight tubes for pseudoplastic food materials in streamline, Food Research, 24(3), 319-31.
- Choi, Y. and Okos, M.R., 1983, Thermal properties of liquid foods. Review, ASAE paper No:83-6516.
- Christiansen, E.B., Jensen, G.E. and Fan-Sheng Tao, 1966, Laminar flow heat transfer, A.I.Ch.E.J. 12(6), 1196-202.
- CRC Handbook of Chemistry and Physics, 1978, 58th Ed., p. A149, Press Inc. USA.
- Frederickson A.G. and Bird, R.B., 1958, Non-Newtonian flow in annuli, Ind. Eng. Chem., 50, No:3, 347-52.
- Geankoplis, C.J., 1983, Transport Process and Unit Operations, ALLYN and BACON SERIES IN ENGINEERING USA.

- Gori, F., 1978, Effects of variable physical properties in laminar flow of pseudoplastic fluids, *Int. J. Heat Mass Trans.* Vol 21, 247-50.
- Greatz, L., 1883, On the heat conductivity of liquids, *Ann. Phys. Lpz.*, 18, 79 (Alınmıştır Hatton and Quarmby, 1962, Heat transfer in the thermal entry length with laminar flow in an annulus, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 5, 973-80.)
- Greatz, L., 1885, *Ann. Phys. Lpz.*, 25, 337 (Alınmıştır Hatton and Quarmby, 1962, Heat transfer in the thermal entry length with laminar flow in an annulus, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 5, 973-80.)
- Hanks, R.W. and Larsen, K.M., 1979, The flow of power-law non-Newtonian fluids in concentric annuli, *Ind. Eng. Chem. Fund.*, 18, 33-35.
- Härröd, M., 1989, Modelling of flow properties of starch pastes prepared by different procedures, *SIK Publikation Nr. 506*.
- Hatton, A.P. and Quarmby, A., 1962, Heat transfer in the thermal entry length with laminar flow in an annulus, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 5, 973-80.
- Heaton, H.S., Reynolds, W.C. and Kays, W.M., 1964, Heat transfer in annular passages. Simultaneous development of velocity and temperature fields in laminar flow, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 7, 763-81 (Alınmıştır Wassef and Huzayyin, 1989, Analytical study of heat transfer to laminar flow on non-Newtonian fluids in annulus, *Chem. Eng. Comm.*, vol. 00, 1-13.)
- Heldman, D.R. and Singh, R.P., 1981, *Food Process Engineering*, AVI Publ. Co. INC. New York.

- Hong, S. and Matthews, J.C., 1969, Heat transfer to non-Newtonian fluids in laminar flow through concentric annuli, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 12, 1699.
- Jacob, M. and Rees, K.A., 1941, Heat transfer to a fluid in laminar flow through an annular space, *Trans. Amer. Inst. Chem. Engrs.*, 37, 619 (Alınmıştır Hatton and Quarmby, 1962, Heat transfer in the thermal entry length with laminar flow in an annulus, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 5, 973-80.)
- Mahalingham, R., Tilton, L.O. and Coulson, M., 1975, Heat transfer in laminar flow of non-Newtonian fluids, *Chem. Eng. Sci.*, vol. 30, 921-29.
- Mc Eachern, D.W., 1966, Axial laminar flow in annulus, *A.I.Ch.E.J.* 12,328.
- Metzner, A.B. and Reed, J.C., 1955, *A.I.Ch.E.J.* 1, 434 (Alınmıştır Vaughn and Bergman, 1966, Laminar flow of non-Newtonian fluids in concentric annuli, I § E:C: Process Design and Development, vol. 5, No:1, 44-47.)
- Metzner, A.B., Vaughn, R.D. and Houghton, G.L., 1957, Heat transfer to non-Newtonian fluids, *A.I.Ch.E.J.* 3, 92.
- Mizushima, T., Ito, R., Kuriwaki, Y. and Yahikozawa, K., 1974, *Kagaku Kogaku*, 31, 250 (Alınmıştır Mahalingham, R., Tilton, L.O. and Coulson, M., 1975, Heat transfer in laminar flow of non-Newtonian fluids, *Chem. Eng. Sci.*, vol. 30, 921-29.)
- Murakawa, K., 1961, Heat transfer in entry length of double pipes, *Int. J. Heat Mass Trans.*, 2, 240.

- Pigford, R.L., 1955, Ibid No:17, 51,79 (Alınmıştır Metzner, A.B., Vaughn, R.D. and Houghton, G.L., 1957, Heat transfer to non-Newtonian fluids, A.I.Ch.E.J. 3, 92.)
- Rao, M.A., 1992, Review: Structural approach to rheology of plant food dispersions, Rev. Esp. Cienc. Technol. Aliment., 3(1).
- Rao, M.A. and Rizvi, S.S.H., 1986, Engineering Properties Of Foods, Marcel and Dekker Inc. New York, 1-47.
- Reynolds, W.C., Lundberg, R.E. and Mc Cuen, P.A., 1963, Heat transfer in annular passages. General formulation of the problem for arbitrarily prescribed wall temperatures or heat fluxes, Int. J. Heat Mass Trans., vol. 6, 483-93.
- Reynolds, W.C., Lundberg, R.E. and Mc Cuen, P.A., 1963, Heat transfer in annular passages. Hydrodynamically developed laminar flow arbitrarily prescribed wall temperatures or heat fluxes, Int. J. Heat Mass Trans., vol. 6, 495-529.
- Rothfus, R.R., Walker, J.E. and Whan G.A., 1957, A.I.Ch.E.J., 3, 484 (Alınmıştır Vaughn and Bergman, 1966, Laminar flow of non-Newtonian fluids in concentric annuli, I ş E:C: Process Design and Development, vol.5, No:1, 44-47.)
- Russel, C.P. and Christiansen, E.B., 1974, Axial laminar flow in annuli, Ind. Eng. Chem. Process Design Development, vol. 13, No:4, 391-98.
- Sakakibara, M., 1987, Conjugate heat transfer with laminar flow in an annulus, Can. J. Chem. Eng., 65(4), 541-49.
- Schrenk, W.J., Cleereman, K.J. and Alfrey, T. Jr., 1963, Trans. Soc. Plastics Engrs., 3, 192 (Alınmıştır Vaughn and Bergman, 1966, Laminar flow of non-Newtonian fluids in concentric annuli, I ş E:C: Process Design and Development, vol. 5, No:1, 44-47.)

- Sieder, E.N. and Tate, G.E., 1936, Heat transfer and pressure drop of fluids in tubes, *Ind. Eng. Chem.*, 28, 1429 (Alınmıştır Metzner, A.B., Vaughn, R.D. and Houghton, G.L., 1957, Heat transfer to non-Newtonian fluids, *A.I.Ch.E.J.* 3, 92.).
- Skelland, A.H.P., 1967, *Non-Newtonien Flow and Heat Transfer*, JOHN WILEY & SONS INC. USA.
- Steffe, J.F., 1984, Problems in using apparent viscosity to select pumps for pseudoplastic fluids, *Trans. ASAE.*, 629-34.
- Tanaka, M. and Mitsuishi, N., 1975, Non-Newtonian laminar heat transfer in concentric annuli. *Heat Transfer Japan Res.*, 4(2), 26-36.
- Thomas, D.G., 1964, *Chem. Eng. Progr.*, 60, 35-6 (Alınmıştır Vaughn and Bergman, 1966, Laminar flow of non-Newtonian fluids in concentric annuli, I & E: C: Process Design and Development, vol. 5, No:1, 44-47.)
- Tiu, C. and Bhattacharayya, S., 1973, Flow behaviour of power-law fluids in the entrance region of annuli, *Can. J. Chem. Eng.*, 51(1), 47 (Alınmıştır Hanks and Larsen, 1979, The flow of power-law non-Newtonian fluids in concentric annuli, *Ind. & Eng. Chem. Fund.*, 18, 33-35.)
- Tiu, C. and Bhattacharayya, S., 1974, *A.I.Ch.E.J.*, 20(6), 1140 (Alınmıştır Hanks and Larsen, 1979, The flow of power-law non-Newtonian fluids in concentric annuli, *Ind. & Eng. Chem. Fund.*, 18, 33-35.).
- Vaughn, R.D. and Bergman, P.D., 1966, Laminar flow of non-Newtonian fluids in concentric annuli, I & E: C: Process Design and Development, vol. 5, No:1, 44-47.

Visconta, R., 1963, Heat transfer with laminar flow in a concentric annulus with prescribed wall temperatures, Appl. Scient. Res. 12 A, 463 (Alınmıştır Hong and Matthews, 1969, Heat transfer to non-Newtonian fluids in laminar flow through concentric annuli, Int. J. Heat Mass Trans., 12, 1699.).

Wassef, F.M., and Huzayyin, A.S., 1989, Analytical study of heat transfer to laminar flow on non-Newtonian fluids in annulus, Chem. Eng. Comm., vol. 00, 1-13.



7. EKLER



EK 1. Oluşturulan bilgisayar programı

C MELAS

```
REAL K,KBAR,NN,KIV,MASS,KIVBAR,KKBAR,NU,KINS,KIVOR,nunum
DIMENSION A(101),B(101),C(101),D(101),T(101),VZ(101),
&FX(101),FAMDA(101),KIV(101),GAMMA(101),CP(101),RO(101), &K(101),C
AP(101),ORAN(101),C1(101),R01(101),R02(101), &ALAN(101),FY(101)
```

C VERİLER

```
DTAU= 100
M=100
MP1=M+1
NINC=M
TLOW= 110
READ (*,*) MASS,TIN,tamb,ho
TAUMAX= 4.
KBAR= 0.658
R2= 0.019
NN= 1.0308-0.002*TIN
S=1./NN
```

```
gama=(.5017+.0166/NN)+(0.497-0.0219/NN)*KBAR OMEGA=NN*GAMA*(1.-
KBAR)**((2.*NN+1.)/NN)/(2.*NN+1.) DR=R2*(1-KBAR)/M
RATIO=DTAU/(DR*DR)
```

C İLK SICAKLIKLARIN BELİRLENMESİ

```
DO 1 I=1,MP1
1  T(I)=TIN
   TAU=0.0
   Q=0
   WRITE(6,201) TAU,(T(I),I=1,MP1)
   CP1= 1099.8761+2.815*(TIN+273)
   TBULK=TIN
   TOLD=TBULK
   R01= 1697.723-1.09343*(TIN+273)
```

C FREDERICSON AND BIRD (1958) YÖNTEMİNE GÖRE BASINÇ DÜŞMESİ C HESABI (DP)

```
KIVBAR=2.44E-9*EXP(6716.76/(TULK+273))
KKBAR= 0.028454+8.14E-4*(TBULK+273)
CPBAR= 1099.8761+2.815*(TBULK+273)
ROBAR= 1697.723-1.09343*(TBULK+273)
V=MASS/(ROBAR*3.1416*(R2**2-(KBAR*R2)**2)) RE1=(2*R2)**NN*V**(2-
NN)*ROBAR/KIVBAR*OMEGA**NN RE2=2.**((NN-3.)*(1.-
KBAR**2)**(NN+1.))/(1.+KBAR)
RE=RE1/RE2
F=16./RE
DP=F*(1.+KBAR)*ROBAR*V**2/(R2*(1.-KBAR**2))
WRITE(*,*) RE,F,DP
```

C SİSTEME GİRİŞTEKİ ISI

QINCV=MASS*CP1*TIN

TOPDUS=0.

66 TAU=TAU+DTAU

C FİZİKSEL VE ISIL ÖZELLİKLERİN HESABI

```
DO 300 I=1,MP1
RO(I)= 1697.723-1.09343*(T(I)+273)
CP(I)= 1099.8761+2.815*(T(I)+273)
CAP(I)=RO(I)*CP(I)
KIV(I)= 2.44E-9*EXP(6716.76/(T(I)+273))
K(I)= 0.028454+8.14E-4*(T(I)+273)
300 GAMMA(I)=CAP(I)/RATIO
ROBAR= 1697.723-1.09343*(TBULK+273)
V=MASS/(ROBAR*3.1416*(R2**2-(KBAR*R2)**2))
T(1)=TAMB
```

C HALKASAL BOŞLUKTAKİ MAKSİMUM HIZ NOKTASININ BELİRLENMESİ

```
JJ=0
DIR=(1.-KBAR)/M
C1(1)=KBAR
C1(2)=KBAR+DIR
DO 400 I=2,NINC
C1(I+1)=C1(I)+DIR*FLOAT(I)
RO1LOW=KBAR
FX(1)=(ABS(C1(I+1)**2/RO1LOW-RO1LOW)/KIV(1))**S
RO1(2)=RO1LOW+DIR
FX(2)=(ABS(C1(I+1)**2/RO1(2)-RO1(2))/KIV(2))**S
DO 401 J=2,I
RO1(J+1)=RO1LOW+DIR*FLOAT(J)
401 FX(J+1)=(ABS(C1(I+1)**2/RO1(J+1)-RO1(J+1))/KIV(J+1))**S
MI=I
H=DIR
CALL SIMPSON (AREA,FX,H,J)
AREA1=AREA
RO2LOW=C1(I+1)
FX(1)=FX(J+1)
RO2(2)=RO2LOW+DIR
FX(2)=(ABS(RO2(2)-C1(I+1)**2/RO2(2))/KIV(2+MI))**S
DO 402 K1=2,NINC-MI
RO2(K1+1)=RO2LOW+DIR*FLOAT(K1)
402 FX(K1+1)=(ABS(RO2(K1+1)-C1(I+1)**2/RO2(K1+1)))/ &KIV(MI+K1+1))**S
RO2(MP1)=RO2LOW+DIR*FLOAT(K1+1)
FX(MP1)=(ABS(RO2(MP1)-C1(I+1)**2/RO2(MP1))/KIV(MP1))**S
H=DIR
CALL SIMPSON (AREA,FX,H,K1)
AREA2=AREA
WRITE(6,500)AREA1,AREA2,AREA1/AREA2
500 FORMAT(2X,3F10.8)
JJ=JJ+1
ORAN(JJ)=AREA1/AREA2
```

```

FAMDA(JJ)=C1(JJ+2)
IF(ORAN(JJ).GT.1.) GOTO 12
400 CONTINUE
12 DO 14 MM=2,JJ
14 IF (1..LT.ORAN(MM)) GOTO 15
15 CAMDA=FAMDA(MM-1)+(1-ORAN(MM-1))*(FAMDA(MM)-FAMDA(MM-
&1))/(ORAN(MM)-ORAN(MM-1))

WRITE (6,501) tau,CAMDA,V
501 FORMAT (2X,'Z =',F8.6,2X,'LAMDA=',F5.3,2X,'VORT=',F9.7)

```

C HALKASAL BOŞLUKTAKİ HIZ PROFİLİNİN BELİRLENMESİ

```

CRLOW=KBAR*R2
FX(1)=((CAMDA**2/KBAR-KBAR)/KIV(1))**S
CR=CRLOW+DR
FX(2)=((CAMDA**2*(R2/CR)-CR/R2)/KIV(2))**S

DO 18 I=2,M
CR=CRLOW+DR*FLOAT(I)
IF(CR.GT.CAMDA*R2) GOTO 78
FX(I+1)=((CAMDA**2*(R2/CR)-CR/R2)/KIV(I+1))**S
H=DR
CALL SIMPSON (AREA,FX,H,I)
18 ALAN(I+1)=AREA

78 ALAN(1)=0.
ALAN(2)=(FX(1)+FX(2))/2.*DR
FX(1)=((1-CAMDA**2)/KIV(MP1))**S
FX(2)=(((R2-DR)/R2-CAMDA**2*R2/(R2-DR))/KIV(M))**S

DO 178 I=2,M
CR=R2-DR*FLOAT(I)
IF (CR.GT.CAMDA*R2) GOTO 23
CR=CAMDA*R2
23 FX(I+1)=(ABS(CR/R2-CAMDA**2*(R2/CR))/KIV(MP1-I))**S
H=DR
CALL SIMPSON (AREA,FX,H,I)
ALAN(MP1-I)=AREA
IF (CR.EQ.CAMDA*R2) GOTO 90
178 CONTINUE

90 ALAN(MP1)=0.
ALAN(M)=(FX(1)+FX(2))/2.*DR

DO 876 KJ=2,M
REPO=KBAR*R2+DR*FLOAT(KJ)
876 FY(KJ+1)=ALAN(KJ+1)*REPO
FY(1)=0.
FY(2)=ALAN(2)*(KBAR*R2+DR)
FY(MP1)=0
FY(M)=ALAN(M)*(R2-DR)
H=DR
CALL SIMPSON (AREA,FY,H,M)

```

```

DUP=V*(R2**2-(KBAR*R2)**2)/2/AREA

DO 765 I=2,M
765 VZ(I)=DUP*ALAN(I)
DP=DUP**NN*2./R2

TOPDUS=TOPDUS+DP*DTAU

CD=KBAR*R2

DO 987 I=2,M
REDO=KBAR*R2+DR*FLOAT(I)
FX(2)=VZ(2)*(KBAR*R2+DR)
987 FX(I+1)=VZ(I+1)*REDO
FX(1)=0
FX(MP1)=0
H=DR
CALL SIMPSON (AREA,FX,H,M)
VORT=2/(R2**2-(KBAR*R2)**2)*AREA

WRITE(6,789) VORT,TOPDUS,DP
789 FORMAT(5X,'ORT.HIZ=',F9.7,3X,'TOPDÜŞ.=',F9.1,'BAS.DÜŞ=' &,F9.1)
DO 89 I=1,MP1
WRITE(6,55) CD,I,VZ(I),I,KIV(I)
55 FORMAT('r=',F6.4,3X,'VZ(',I3,')=' ,F9.7,2X, & 'KIV(',I3,')=' ,F5.2)
CD=CD+DR

89 CONTINUE

```

C HALKASAL BOŞLUKTAKİ SICAKLIK PROFİLİNİN BELİRLENMESİ

```

DO 4 I=2,M
A(I)=-K(I)*((I-1.5)*DR+KBAR*R2)/((I-1)*DR+KBAR*R2)
B(I)=2*K(I)+GAMMA(I)*VZ(I)
4 C(I)=-K(I)*((I-.5)*DR+KBAR*R2)/((I-1)*DR+KBAR*R2)

A(MP1)=-K(MP1)
B(MP1)=2*K(MP1)+GAMMA(MP1)*VZ(M)/2.
C(MP1)=0

DO 88 I=2,M
88 D(I)=T(I)*GAMMA(I)*VZ(I)
D(2)=D(2)-T(1)*A(2)
D(MP1)=GAMMA(MP1)*T(MP1)*VZ(M)/2.

CALL TRIDAG(2,MP1,A,B,C,D,T)
WRITE(6,201) (T(I),I=1,MP1)
DQ=3.14156*(2*KBAR*R2+DR)*DTAU*(K(1)+K(2))/2.*(T(1)-&T(2))/DR
Q=Q+DQ
DO 75 I=2,M
75 FX(I)=T(I)*VZ(I)*(KBAR*R2+DR*(I-1))
FX(1)=0
FX(MP1)=0
H=DR

```

```
CALL SIMPSON (AREA,FX,H,M)
TBULK=2./(VORT*(R2**2-(KBAR*R2)**2))*AREA
```

C HALKASAL BOŞLUKTA ISI DENKLİĞİNİN YAZILMASI

```
TBUL=(TBULK+TIN)/2
KIVBAR=2.44E-9*EXP(6716.76/(TBUL+273)) KKBAR=(0.028454+8.14E-
4*(TBUL+273)) CPBAR=1099.8761+2.815*(TBUL+273)
ROBAR=1697.723-1.09343*(TBUL+273) V=MASS/(ROBAR*3.1416*(R2**2-
(KBAR*R2)**2))
QOUTCV=MASS*CPBAR*TBULK
QCAL=QOUTCV-QINCV
EPS=(QCAL-Q)/Q*100
AO=2*3.1416*KBAR*R2*TAU
DTLM=(2*T(1)-TIN-TBULK)/2.
HNUM=QCAL/AO/DTLM
NUNUM=HNUM*.013/KKBAR

WRITE(6,77) MASS,HNUM,NUNUM,GZ,TBULK,T(1)
77 FORMAT(' MASS=',F8.7,' HNUM=',F7.2
&/, ' NUNUM=',F5.3,' GZ=',F7.2,'ORT.SICAKLIK=',F5.2,' &DUVAR
SICAK.=' %,F5.2,/)
MOV=MP1
IF(T(MOV).GE.TLOW) GO TO 71
IF(TAU.LT.TAUMAX)GO TO 66
GO TO 71
201 FORMAT((1H ,1X,11F6.2,1X))
71 STOP
```

C TRİDİAGONAL MATRİSİ ÇÖZEN TRIDAG ALT PROGRAMI

```
SUBROUTINE TRIDAG(IF,L,R,P,S,D,V)
DIMENSION R(1),P(1),S(1),D(1),V(1),BETA(101),GAMMA(101)
BETA(IF)=P(IF)
GAMMA(IF)=D(IF)/BETA(IF)
IFP1=IF+1
DO 1 I=IFP1,L
BETA(I)=(P(I)-R(I)*S(I-1)/BETA(I-1))
1 GAMMA(I)=((D(I)-R(I)*GAMMA(I-1))/BETA(I))
V(L)=GAMMA(L)
LAST=L-IF
DO 2 K=1, LAST
I=L-K
2 V(I)=GAMMA(I)-S(I)*V(I+1)/BETA(I)
RETURN
END
```

C SAYISAL İNTEGRAL ALMAK İÇİN SIMPSON ALT PROGRAMI

```
SUBROUTINE SIMPSON (AREA,FX,H,NINC)
DIMENSION FX(1)
AREA=0.
IF(NINC-2) 10,12,15
```

```

10  RETURN

C FOR  NINC = 2
12  J=1
C
C SIMPSON 3 POINT FORMULA
C
13  AREA=H/3.*(FX(J)+4.*FX(J+1)+FX(J+2))+AREA
    RETURN
15  IF(NINC-4) 16,20,19
C
C FOR  NINC = 3

16  J=1
C
C NEWTONS 3/8 RULE FOR NINC ODD
C
17  AREA=3.*H/8.*(FX(1)+3.*(FX(2)+FX(3))+FX(4))
    GO TO (29,21,36),J
19  IF(2*(NINC/2)-NINC) 30,20,30
C
C NINC IS EVEN
C
20  K=2
C SIMPSON RULE
C
21  SUM4=0.
    SUM2=0.
    N=NINC-2
    DO 26 I=K,N,2
        SUM4=SUM4+FX(I)
26  SUM2=SUM2+FX(I+1)
    SUM4=SUM4+FX(N+2)
    AREA=H/3.*(FX(K-1)+4.*SUM4+2.*SUM2+FX(N+3))+AREA
29  RETURN
C NINC IS ODD. NEWTONS 3/8 RULE COMPUTES AREA OF FIRST THREE
C INTERVALS. SIMPSONS RULE COMPUTES THE REST. IF NINC=5, C SPECIAL
CASE.
30  IF(NINC-5) 31,34,31
31  K=5
    J=2
    GOTO 17
34  J=3
    GOTO 17
36  J=4
    GOTO 13
    RETURN
    END

```

EK 2. Grafiklerden bulunan K ve n değerlerinin deneysel değerlerle karşılaştırılması.

MATERYAL	DENEYSEL		GRAFIKSEL		% E	
	K(Pa.s ⁿ)	n	K(Pa.s ⁿ)	n	K	n
CMC % 1 (27 C)	0.110	0.840	0.100	0.890	-9.1	6.0
CMC % 1 (24 C)	0.660	0.840	0.570	0.860	-13.6	2.4
CMC % 2 (25 C)	1.980	0.720	1.890	0.710	-4.5	-1.4
CMC % 2 (25 C)	2.420	0.710	2.180	0.674	-9.9	-5.1
CMC % 2 (22 C)	5.900	0.620	5.390	0.550	-8.6	-11.3
CMC % 2 (22 C)	6.230	0.620	6.090	0.560	-2.2	-9.7
CMC % 2 (18 C)	7.810	0.620	7.320	0.530	-6.3	-14.5
CMC % 2 (18 C)	9.280	0.620	8.370	0.480	-9.8	-22.6
MELAS (30.4 C)	10.050	0.970	10.840	0.830	7.9	-14.4
MELAS (40.4 C)	4.960	0.950	4.310	0.900	-13.1	-5.3
MELAS (50.3 C)	2.570	0.930	2.930	0.860	14.0	-7.5

EK 3. % 1'lik CMC çözeltisi için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

K(Pa.s ⁿ)	n	- Δ P, Pa				
		Deneysel	Sayısal	Fred.&Bird	Russel&Chris.	Hanks&Larsen
0.11	0.84	129.1	111.7	111.7	115	119.1
0.11	0.84	149	170.3	170.4	175.3	181.6
0.11	0.84	218.5	242.3	242.4	249.4	258.4
0.11	0.84	307.8	302.4	302.6	311.3	322.6
0.11	0.84	357.5	332.8	332.9	342.6	355
0.11	0.84	446.8	402.7	402.8	414.5	429.5
0.11	0.84	506.4	461	461.1	474.5	491.7
0.11	0.84	566	507	507.2	521.9	540.7
0.66	0.84	784.2	847.2	847.5	872.2	903.6
0.66	0.84	962.4	1137.8	1138.2	1171.3	1213.6
0.66	0.84	1140.6	1389.6	1390	1430.5	1482.1
0.66	0.84	1589.1	1666.5	1667.1	1715.6	1777.5
0.66	0.84	1777.2	1999.8	2000.55	2062.1	2133
0.66	0.84	2035.6	2188.3	2189.1	2252.8	2334.1
0.66	0.84	2185.1	2468	2468.8	2540.6	2632.4

EK 4. % 2'lik CMC çözeltisi için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

$\dot{m}$ (kg/s)	K(Pa.s ⁿ)	n	- ΔP , Pa				
			Deneysel	Sayısal	Fred.&Bird	Russel&Chris.	Hanks&Larsen
0.581	1.98	0.72	540.3	583.1	583.1	584.7	620
1.153	1.98	0.72	920.5	955	955.4	957.7	1015.5
1.87	1.98	0.72	1270.7	1352.8	1353.3	1356.6	1438.5
3.04	1.98	0.72	1811	1919.4	1920.2	1924.8	2041
4.437	1.98	0.72	2481.4	2520.1	2521.1	2527.1	2679.7
5.854	1.98	0.72	2811.5	3076.6	3077.8	3085.2	3271.5
6.503	1.98	0.72	3151.7	3318.6	3319.9	3327.8	3528.8
16.083	1.98	0.72	5724.2	6369.3	6371.8	6387.1	6772.7
0.9	2.42	0.71	840.7	976.9	977.3	977.6	1038.5
1.57	2.42	0.71	1321.1	1450.7	1450.7	1451.3	1541.7
1.875	2.42	0.71	1481.2	1644.9	1645.6	1646.3	1748.5
2.86	2.42	0.71	1761.4	2219.9	2220.8	2221.7	2360
3.235	2.42	0.71	2141.7	2422.9	2423.9	2424.8	2575.8
4.321	2.42	0.71	2722.2	2975.7	2976.9	2978	3163.5
6.059	2.42	0.71	3112.5	3782.9	3784.4	3785.9	4021.6
8.227	2.42	0.71	3953.2	4700.5	4702.4	4704.2	4997.1
0.326	5.9	0.62	1240	1270.9	1271.5	1251.2	1348.9
0.613	5.9	0.62	1805.4	1880	1880.8	1850.8	1995.3
0.908	5.9	0.62	2172.4	2398.5	2399.6	2361.3	2545.6
1.47	5.9	0.62	2807.2	3233.5	3234.9	3183.2	3431.8
2.08	5.9	0.62	3323.1	4009.9	4011.6	3947.6	4255.8
2.73	5.9	0.62	3908.3	4746.3	4748.3	4672.5	5037.3
3.02	5.9	0.62	4235.7	5052.8	5055	4974.3	5362.7
3.92	5.9	0.62	4959.8	5939.8	5942.3	5847.5	6304
0.549	6.23	0.62	1785.5	1854	1854.8	1825.2	1967.7
0.655	6.23	0.62	2122.8	2068.4	2069.3	2036.3	2195.3
1.056	6.23	0.62	2658.4	2781.2	2782.4	2738	2951.8
1.258	6.23	0.62	3005.6	3100.1	3101.4	3051.9	3290.2
1.701	6.23	0.62	3571	3737.1	3739.3	3679.6	3966.9
2.103	6.23	0.62	3957.9	4263.1	4265	4196.9	4524.6
2.774	6.23	0.62	4404.3	5061.7	5063.8	4983	5372.1
3.457	6.23	0.62	5257.4	5801.8	5804.3	4812.8	6157.6
0.32	7.81	0.62	1666.5	1662.3	1663	1636.5	1764.2
0.42	7.81	0.62	1974	1967.6	1968.4	1937	2088.2
0.62	7.81	0.62	2519.6	2504.9	2506	2466	2658.6
0.88	7.81	0.62	2926.3	3112.4	3113.7	3064	3303.3
1.13	7.81	0.62	3323.1	3634.3	3635.9	3577.8	3857.2
1.44	7.81	0.62	3719.8	4223.7	4225.6	4158.1	4482.8
1.61	7.81	0.62	3938.1	4526.3	4528.3	4456	4803.9
1.823	7.81	0.62	4295.2	4888.8	4890.9	4812.8	5188.6
0.57	9.28	0.59	2797.3	2864.6	2865.9	2806.5	3039.1
0.86	9.28	0.59	3164.3	3651.3	3652.9	3577.3	3873.8
1.19	9.28	0.59	3799.2	4422.5	4424.5	4332.9	4691.9
1.29	9.28	0.59	3987.7	4638.2	4640.2	4544.2	4920.7
1.81	9.28	0.59	4711.8	5664.1	5666.5	5549.3	6009.1
2.2	9.28	0.59	5237.5	6355.2	6358	6226.4	6742.3

EK 5. Melas (30.4°C) için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

		– ΔP , Pa				
$\dot{m}$ (kg/s)	T(°C)	Deneysel	Sayısal	Fred.&Bird	Russel&Chris.	Hanks&Larsen
0.647	29.9	2991.6	2220.0	2220.6	2361.1	2377.2
0.66	29.7	1917.3	2295.7	2296.3	2441.9	2458.3
0.906	28.8	3677.4	3332.0	3332.9	3545.8	3568.1
1.046	30.0	3473.7	3514.0	3515.0	3737.2	3762.8
1.255	30.0	5707.1	4193.8	4195.0	4460.1	4490.6
1.402	29.5	3601.0	4842.7	4843.9	5151.5	5185.5
1.42	30.9	6656.4	4430.2	4431.4	4709.3	4743.5
1.427	30.3	6586.9	4648.6	4649.0	4943.0	4977.5
1.452	30.5	6440.7	4659.6	4660.9	4954.2	4989.3
1.468	30.7	6479.7	4641.8	4643.1	4934.7	4970.1
1.469	30.6	6547.5	4678.5	4679.9	4974.1	5009.5
1.545	29.9	5112.2	5169.1	5170.5	5497.7	5535.0
1.664	29.3	5624.1	5804.1	5805.7	6175.0	6215.2
1.841	30.1	7007.9	6039.3	6041.0	6422.5	6466.7
1.936	30.0	6488.6	6388.1	6389.9	6793.8	6840.3
1.964	30.7	6394.7	6155.0	6156.8	6543.5	6590.4
2.121	30.0	5794.2	6979.9	6981.9	7423.2	7474.0
2.155	30.4	8103.5	6883.8	6885.7	7319.4	7370.8
2.288	30.0	6208.5	7512.8	7514.9	7990.0	8044.6
2.362	30.6	9615.3	7414.8	7416.9	7883.2	7939.3
2.428	30.7	9739.7	7560.0	7562.1	8037.1	8094.7
2.58	31.0	10435.9	7843.9	7846.1	8337.7	8398.6
2.69	30.0	7474.5	8791.2	8793.7	9349.5	9413.4
2.81	31.4	10977.3	8274.2	8276.5	8793.2	8859.1
3.397	30.0	9948.8	11026.4	11029.4	11726.6	11806.8
3.607	30.5	11605.6	11261.4	11264.6	11973.5	12058.2
3.645	30.5	10727.8	11376.5	11379.7	12095.8	12181.4
3.68	30.6	10910.1	11397.6	11400.7	12117.6	12203.9
3.853	31.1	11149.0	11483.2	11486.4	12205.4	12295.1
4.006	31.7	11195.6	11407.2	11410.6	12120.8	12213.3

EK 6. Melas (40.4°C) için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

$\dot{m}$ (kg/s)	T(°C)	- ΔP , Pa				
		Deneysel	Sayısal	Fred.&Bird	Russel&Chris.	Hanks&Larsen
1.237	40.1	2017.1	2041.8	2041.8	2159.4	2184.3
2.778	40.0	3476.6	4435.1	4436.4	4692.2	4746.0
2.970	40.0	3512.7	4726.0	4727.4	5000.1	5057.4
3.124	40.2	3990.5	4890.0	4891.7	5173.3	5233.1
3.217	40.4	5206.2	4959.2	4960.2	5245.6	5306.8
3.223	40.4	4390.6	4968.0	4969.4	5254.9	5316.2
3.249	40.4	4863.4	5006.0	5007.5	5295.2	5356.9
6.447	41.3	8686.5	9007.9	9010.5	9523.7	9638.6

EK 7. Melas (50.3°C) için sayısal, Frederickson ve Bird (1958), Russel ve Christiansen (1974) ve Hanks ve Larsen (1979)'da anlatılan yöntemlerin deneysel sonuçlarla karşılaştırılması.

$\dot{m}$ (kg/s)	T(°C)	- ΔP , Pa				
		Deneysel	Sayısal	Fred.&Bird	Russel&Chrls.	Hanks&Larsen
1.020	49.6	973.7	914.2	914.5	962.5	977.5
1.023	51.1	657.0	834.0	834.3	877.4	891.9
1.517	50.8	2158.3	1265.7	1266.0	1289.6	1310.7
2.211	49.9	2594.4	1843.4	1844.0	1940.4	1971.4
2.675	53.7	2385.4	1723.5	1724.0	1810.7	1842.8
2.725	50.7	2100.4	2125.9	2126.6	2236.9	2273.5
3.417	49.4	3160.5	2856.9	2857.8	3008.0	3055.5
3.645	52.3	3772.8	2510.3	2511.1	2639.2	2684.3
4.405	48.1	4998.4	3947.1	3948.3	4158.6	4221.8
4.549	49.1	5050.7	3805.2	3806.3	4007.0	4069.7
4.566	49.5	4463.4	3718.3	3719.4	3914.8	3976.7
4.723	50.0	4287.3	3712.2	3713.3	3907.3	3970.0
4.898	49.6	3170.5	3943.3	3944.5	4151.5	4217.3
5.586	51.4	5502.3	3955.2	3956.5	4160.2	4229.6
6.345	49.1	5798.4	5189.8	5191.3	5465.1	5550.5
6.523	48.7	5224.6	5470.7	5472.4	5762.1	5851.2
7.003	50.0	6136.3	5356.2	5357.8	5637.7	5728.2
7.388	51.2	5669.1	5195.7	5197.2	5465.4	5556.1
8.380	50.0	6031.7	6330.3	6332.2	6663.0	6769.9
9.607	52.6	5924.1	6037.6	6039.5	6346.6	6455.9
11.344	48.0	8410.9	9621.0	9623.9	10137.1	10290.0
14.635	51.1	8287.1	9867.5	9870.4	10380.3	10552.1

EK 8. Sayısal ve geliştirilen korelasyonun deneysel verilerle karşılaştırılması (% 2'lik CMC çözeltisi).

m*10 ³ kg/s	Tin °C	Tout °C	Tw °C	NU		
				Deneysel	Sayısal	Denklem
1.188	20.4	48.8	50.5	1.235	1.110	0.870
1.304	25.0	58.0	58.8	1.440	1.045	1.020
1.322	23.0	69.3	71.7	1.394	1.465	1.144
1.678	22.3	47.5	51.6	1.456	1.442	1.311
1.688	25.0	56.0	58.2	1.689	1.459	1.324
1.916	25.0	94.1	95.7	2.102	2.120	1.825
2.074	25.0	59.0	61.0	2.101	1.856	1.646
2.175	23.0	68.5	71.6	2.173	2.154	1.875
2.210	22.8	47.2	51.4	1.871	1.880	1.710
2.490	25.0	50.0	58.3	1.686	2.247	2.036
2.579	25.0	92.4	94.2	2.778	2.554	2.430
2.719	22.7	46.7	51.7	2.167	2.337	2.116
3.005	25.0	93.4	95.7	3.181	2.912	2.853
3.038	22.0	66.8	70.2	2.959	2.902	2.610
3.128	23.0	46.0	53.3	2.135	2.661	2.493
3.292	20.1	46.9	51.6	2.957	2.872	2.600
3.660	23.0	93.5	95.0	3.939	3.574	3.479
3.677	20.0	46.1	51.7	2.868	3.127	2.925
3.784	21.0	66.6	71.6	3.457	3.417	3.327
3.945	23.0	53.0	55.6	3.732	3.697	3.741
4.085	23.0	54.0	56.1	3.991	3.776	3.780
4.380	22.5	93.0	97.0	4.510	3.997	4.142
4.628	21.0	66.3	70.2	4.381	4.073	4.068
4.760	21.0	92.0	96.0	4.765	4.184	4.273
4.893	19.0	45.6	51.2	3.815	4.153	4.037
4.946	18.0	96.0	99.0	5.108	4.271	4.361
5.004	20.0	93.0	97.0	5.017	4.298	4.356
5.190	19.4	45.0	50.6	3.999	4.271	4.102
5.271	21.0	64.5	70.6	4.558	4.354	4.261
6.324	20.8	64.5	68.6	5.880	4.713	4.476
6.601	23.0	66.5	70.3	6.210	4.800	4.522

EK 9. Sayısal ve geliştirilen korelasyonun deneysel verilerle karşılaştırılması (Melas).

m*10³ kg/s	Tin C	Tout C	Tw C	NU		
				Deneysel	Sayısal	Denklemler
0.150	27.0	79.3	83.0	0.167	0.094	0.104
0.194	22.0	32.0	40.0	0.129	0.096	0.094
0.210	25.0	55.0	64.5	0.189	0.134	0.131
0.235	25.0	51.0	63.0	0.175	0.150	0.140
0.236	22.0	33.0	40.2	0.153	0.133	0.114
0.259	25.0	57.0	63.5	0.238	0.165	0.152
0.333	25.0	53.0	62.7	0.227	0.212	0.203
0.348	33.0	81.7	88.0	0.246	0.218	0.237
0.363	22.0	35.0	43.5	0.181	0.214	0.184
0.755	30.0	45.8	49.7	0.383	0.285	0.335
0.789	25.0	53.0	62.8	0.399	0.502	0.474
0.855	30.0	72.9	78.5	0.497	0.538	0.515
0.858	27.0	66.5	68.5	0.575	0.544	0.459
1.080	25.0	57.5	61.5	0.676	0.688	0.585
1.159	30.0	43.7	47.8	0.518	0.546	0.500
1.200	25.0	89.5	94.0	0.752	0.747	0.871
1.236	28.0	68.8	71.7	0.759	0.782	0.698
1.262	26.0	65.9	69.3	0.757	0.800	0.720
1.286	29.0	52.1	55.8	0.686	0.623	0.613
1.337	26.0	63.3	64.2	0.891	0.850	0.912
1.357	25.0	84.0	87.0	0.871	0.649	0.699
1.364	26.0	79.0	81.0	0.875	0.857	0.849
1.382	33.0	45.9	48.6	0.680	0.689	0.561
1.435	29.0	52.5	56.4	0.750	0.718	0.690
1.451	30.0	81.7	89.1	0.770	0.907	0.931
1.526	29.0	82.5	85.1	0.945	0.956	0.991
1.530	31.0	45.4	49.2	0.703	0.783	0.657
1.536	25.0	82.0	86.7	0.920	0.961	1.051
1.839	30.0	62.1	64.7	1.071	0.969	0.892
1.901	25.0	80.0	88.1	1.001	1.188	1.372
2.104	25.0	86.0	92.2	1.178	1.311	1.525
2.289	30.0	76.4	79.8	1.318	1.438	1.349
2.407	26.0	85.0	88.3	1.421	1.503	1.604
2.541	26.0	87.0	92.3	1.414	1.582	1.792
2.755	30.0	65.4	68.2	1.565	1.548	1.440
3.166	26.0	73.0	78.0	1.702	1.982	1.970

EK 10. Tanaka and Mitsuishi (1975) yönteminin sayısal çözümle karşılaştırılması.

Gz	NU		% E
	Sayısal	Tanaka&Mitsuishi	
12.113	3.453	3.340	-3.27
15.878	4.224	3.736	-11.55
20.708	4.857	4.205	-13.42
24.923	5.269	4.586	-12.96
30.519	5.695	5.057	-11.20
35.896	6.025	5.478	-9.08
40.678	6.279	5.829	-7.17
45.196	6.494	6.143	-5.40
50.846	6.742	6.513	-3.40
55.469	6.931	6.800	-1.89
61.020	7.145	7.127	-0.25
64.234	7.266	7.308	0.58
67.805	7.394	7.502	1.46
71.798	7.537	7.712	2.32
76.291	7.688	7.939	3.26
81.383	7.858	8.185	4.16
87.205	8.043	8.453	5.10
93.923	8.251	8.746	6.00
101.763	8.482	9.068	6.91
111.030	8.743	9.425	7.80
122.154	9.040	9.822	8.65
135.753	9.378	10.267	9.48
152.758	9.771	10.773	10.25
174.627	10.237	11.355	10.92
203.796	10.799	12.041	11.50
244.646	11.514	12.873	11.80
305.943	12.486	13.932	11.58
408.139	13.958	15.285	9.51
612.604	16.590	17.646	6.37

EK 11. Uzun boru için çözümlerin deneysel verilerle karşılaştırılması.

m*10 ³ kg/s	Tin C	Tout C	Tw C	NU		E %
				Deneysel	Uzun boru	
0.150	27.0	79.3	83.0	0.167	0.093	-44.3
0.194	22.0	32.0	40.0	0.129	0.124	-3.9
0.210	25.0	55.0	64.5	0.189	0.132	-30.2
0.235	25.0	51.0	63.0	1.750	0.148	-91.5
0.236	22.0	33.0	40.2	0.153	0.151	-1.3
0.259	25.0	57.0	63.5	0.238	0.163	-31.5
0.333	25.0	53.0	62.7	0.227	0.210	-7.5
0.348	33.0	81.7	88.0	0.246	0.224	-8.9
0.363	22.0	35.0	43.5	0.181	0.232	28.2
0.755	30.0	45.8	49.7	0.383	0.476	24.3
0.789	25.0	53.0	62.8	0.399	0.497	24.6
0.855	30.0	72.9	78.5	0.497	0.523	5.2
0.858	27.0	66.5	68.5	0.575	0.534	-7.1
1.080	25.0	57.5	61.5	0.676	0.687	1.6
1.159	30.0	43.7	47.8	0.518	0.732	41.3
1.188	20.4	48.8	50.5	0.752	1.219	62.1
1.200	25.0	89.5	94.0	0.759	0.737	-2.9
1.236	28.0	68.8	71.7	0.757	0.768	1.5
1.262	26.0	65.9	69.3	0.686	0.787	14.7
1.286	29.0	52.1	55.8	0.891	0.808	-9.3
1.304	25.0	58.0	58.8	0.871	1.420	63.0
1.322	23.0	69.3	71.7	0.875	1.441	64.7
1.337	26.0	63.3	64.2	0.680	0.836	22.9
1.357	25.0	84.0	87.0	0.750	0.835	11.3
1.364	26.0	79.0	81.0	0.770	0.843	9.5
1.382	33.0	45.9	48.6	0.945	0.870	-7.9
1.435	29.0	52.5	56.4	0.703	0.901	28.2
1.451	30.0	81.7	89.1	0.920	0.890	-3.3
1.526	29.0	82.5	85.1	1.071	0.939	-12.3
1.530	31.0	45.4	49.2	1.001	0.965	-3.6
1.536	25.0	82.0	86.7	1.178	0.948	-19.5
1.678	22.3	47.5	51.6	1.318	1.829	38.8
1.688	25.0	56.0	58.2	1.421	1.839	29.4
1.839	30.0	62.1	64.7	1.414	1.144	-19.1
1.901	25.0	80.0	88.1	1.565	1.175	-24.9
1.916	25.0	94.1	95.7	1.702	2.103	23.6
2.074	25.0	59.0	61.0	1.235	2.260	83.0
2.104	25.0	86.0	92.2	1.440	1.295	-10.1
2.175	23.0	68.5	71.6	1.394	2.370	70.0
2.210	22.8	47.2	51.4	1.456	2.409	65.5
2.289	30.0	76.4	79.8	1.689	1.413	-16.3
2.407	26.0	85.0	88.3	2.102	1.481	-29.5

2.490	25.0	50.0	58.3	2.101	2.713	29.1
2.541	26.0	87.0	92.3	2.173	1.561	-28.2
2.579	25.0	92.4	94.2	1.871	2.829	51.2
2.719	22.7	46.7	51.7	1.686	2.965	75.9
2.755	30.0	65.4	68.2	2.778	1.714	-38.3
3.005	25.0	93.4	95.7	2.167	3.298	52.2
3.038	22.0	66.8	70.2	3.181	3.311	4.1
3.128	23.0	46.0	53.3	2.959	3.411	15.3
3.166	26.0	73.0	78.0	2.135	1.964	-8.0
3.292	20.1	46.9	51.6	2.957	3.591	21.4
3.660	23.0	93.5	95.0	3.939	4.014	1.9
3.677	20.0	46.1	51.7	2.868	4.011	39.9
3.784	21.0	66.6	71.6	3.457	4.123	19.3
3.945	23.0	53.0	55.6	3.732	4.298	15.2
4.085	23.0	54.0	56.1	3.991	4.450	11.5
4.380	22.5	93.0	97.0	4.510	4.801	6.5
4.628	21.0	66.3	70.2	4.381	5.042	15.1
4.760	21.0	92.0	96.0	4.765	5.213	9.4
4.893	19.0	45.6	51.2	3.815	5.340	40.0
4.946	18.0	96.0	99.0	5.108	5.419	6.1
5.004	20.0	93.0	97.0	5.017	5.841	16.4
5.190	19.4	45.0	50.6	3.999	5.664	41.6
5.271	21.0	64.5	70.6	4.558	5.742	26.0
6.324	20.8	64.5	68.6	5.880	6.889	17.2
6.601	23.0	66.5	70.3	6.210	7.193	15.8