

KARADENİZ ÜNİVERSİTESİ
FEN BİLİMLERİ ENSTİTÜSÜ

Dem. No:	10518
Fiyat:	100 —

YÜKSEK LİSANS TEZİ

BORULARDA TÜRBÜLANSLI AKIŞTA YEREL NUSSELT
SAYISININ DENEYSEL OLARAK BELİRLENMESİ

Hazırlayan : Güner ÖZMEN

Yönetici : Yrd.Doç.Dr.Teoman AYHAN

Trabzon, 1986

ÖNSÖZ

Yüksek Lisans Tezi olarak ele alınan bu çalışmada, üniform olarak ısıtılan borularda türbülanslı akışta yerel Nusselt sayısının boru boyunca değişimi deneysel olarak incelenmiştir. Deneysel ağırlıklı olan çalışmada önce laboratuvar sonuçları değerlendirilmiş, elde edilen değerler daha sonra literatürde verilen bağıntılardan hesaplananlarla karşılaştırılmıştır.

Çalışmamda bana yardımcı olan Sayın hocam Yrd.Doç.Dr. Teoman AYHAN'a teşekkür ederim. Ayrıca çalışmam sırasında yardımlarını gördüğüm değerli arkadaşlarıma teşekkürü bir borç bilirim.

Güner ÖZMEN

Trabzon, Ocak 1986

IÇİNDEKİLER

ÖNSÖZ

SEMBOLLER

1. GİRİŞ	1
2. BORULARDA TÜRBÜLANSLI AKIŞTA ISI TRANSFERİ	2
3. DENEYSEL ÇALIŞMA	5
3.1. DENEY DÜZENEGİ	5
3.1.1 Ölçülen Büyüklükler ve Ölçme Yöntemleri	5
3.1.2 Termokupl Kalibrasyonu ve Sistemin ısı kaybı	1
3.2 ISI TRANSFERİ DENEYLERİ VE YEREL NUSSELT SAYISININ HESAPLANMASI	1
4. SONUÇ	2
EK	2
DENEYSEL ÖLÇÜM DEĞERLERİ	
KAYNAKLAR	3

SEMBOLLER

- A : Yüzey alanı, m^2
A_L : Lüle kesit alanı, m^2
C_p : Sabit basınçta özgül ısı, $kJ/kg \text{ } ^\circ C$
D : Çap, m
g : Yer çekimi ivmesi, m/s^2
 λ : Isı transferi katsayısı, $W/m^2 \text{ } ^\circ C$
 Δh : Basınç farkı, mss
I : Akım, A
 α : Isı iletim katsayısı, $W/m \text{ } ^\circ C$
L : Boru boyu, m
 \dot{m} : Kütle debisi, kg/s
Q : Isı akısı, W
T : Sıcaklık, $^\circ C$
 ΔT : Sıcaklık farkı, $^\circ C$
x : Yerel uzunluk, m
U : Gerilim, V
u : Hız, m/s
 \dot{V} : Hacim debisi, m^3/s
 α_L : Lüle katsayısı
 ρ : Yoğunluk, kg/m^3
 ν : Kinematik viskozite, m^2/s

İndisler :

- A : Akışkana ait
ç : Çıkış şartlarında
g : Giriş şartlarında
h : havaya ait
k : Kayıp
m : Ortalama
o : Ortama ait
s : Su için
T : Toplam
x : Yerel değerler

1. GİRİŞ

Isı, bir sistem ile çevresi arasında sadece sıcaklık farkından dolayı akan bir enerji şeklidir. Bu cins enerjinin sistem ile çevresi veya sistemler arasındaki akışının incelenmesi, ısı transferi biliminin konusudur.

Isı iletimi (kondüksiyon), ısı taşınımı (konveksiyon), ısı ışını (radyasyon) olarak adlandırılan üç ısı transferi tipi, fiziksel mekanizmaları ve prensipleri yönünden birbirinden tamamen farklıdır.

Bu çalışmada borularda türbülanslı akışta konveksiyonla ısı transferi ele alınacak, sabit ve üniform ısı akısı altında ısıtılan boru ile akışkan arasındaki ısı transferi mekanizması incelenecektir. Bu durumda Newton'un soğuma kanununa göre akışkana transfer edilen ısı,

$$\dot{Q} = \alpha A \Delta T$$

ifadesi ile hesaplanır. Burada ısı transferi katsayısı α yüzey geometrisine, akım şartlarına, akışkanın fiziksel özelliklerine, akışkan ile yüzey arasındaki sıcaklık farkına ve giriş şartlarına bağlıdır. Bu sebeplerden ısı transferi katsayısı yüzey üzerinde noktadan noktaya değişir. Isı transferi katsayısının yerel değeri α_x

$$\alpha_x = \frac{(Q/A)_x}{(\Delta T)_x}$$

olarak tarif edilir. Ortalama ısı transferi katsayısı α ise bir L uzunluğu için ,

$$\alpha = \frac{1}{L} \int_0^L \alpha_x dx$$

olarak tarif edilir. Pratikte ısı hesapları için literatürde verilen daha çok deneysel sonuçlara dayalı bağıntılardan hesaplanan ortalama ısı transferi katsayısı kullanılır.

Bu çalışmada borularda türbülanslı akışta yerel ve ortalama ısı transferi katsayısını karakterize eden Nusselt sayısının değişimi incelenmiş, elde edilen sonuçların değerlendirilmesi yapılmıştır.

2. BORULARDA TURBULANSLI AKIŞTA ISI TRANSFERİ

Borularda türbülanslı akışta ısı transferi katsayısını karakterize eden Nusselt sayısının teorik olarak belirlenmesi çok karmaşık ve zor olan matematiksel işlemleri gerektirir. Bu nedenle ısı transferi hesaplarında daha çok boyut analizi ve deneysel incelemeler sonucu elde edilen empirik bağıntılar kullanılır.

Isıtılan bir boru içinden akan akışkan ile boru iç yüzeyi arasındaki ısı transferi katsayısı α boru çapı d , ortalama akışkan hızı u ve akışkanın fiziksel özellikleri olan ρ , μ , c_p ve λ bir fonksiyonudur.

$$\alpha = \phi(d, u, \rho, \mu, c_p, \lambda) \quad (2.1)$$

şeklinde yazılan bağımlı değişken α ile altı bağımsız değişken arasındaki ilişki deneysel olarak bulunabilir. Ancak ısı transferi katsayısına etki eden faktörlerin çokluğu çok sayıda deney yapılmasını gerektirecektir. Bu nedenle boyut analizi ile (2.1) deki fiziksel değişkenleri boyutsuz gruplar halinde birleştirilerek değişken sayısı azaltılır. (2.1) ifadesi boyut analizi ile

$$\frac{\alpha d}{\lambda} = \phi\left(\frac{u d \rho}{\mu}, \frac{c_p \mu}{\lambda}\right) \quad (2.2)$$

şeklinde ifade edilebilir. Bu boyutsuz sayılar

$$Nu = \frac{\alpha d}{\lambda} \quad \text{Nusselt sayısı,}$$

$$Re = \frac{u d \rho}{\mu} \quad \text{Reynolds sayısı,}$$

$$Pr = \frac{c_p \mu}{\lambda} \quad \text{Prandtl sayısı}$$

olarak adlandırılır. (2.2) ifadesinden görüldüğü gibi ısı transferi katsayısını karakterize eden Nusselt sayısı, boru içerisindeki akışkanın hızı yani Reynolds sayısına ve akışkanının fiziksel özelliği olan Prandtl sayısına bağlıdır. Bu durumda

$$Nu = \phi(Re) \psi(Pr) \quad (2.3)$$

dır.

(2.2) denklemindeki boyutsuz sayılar arasındaki bağıntı

$$Nu = c Re^m Pr^n \quad (2.4)$$

şeklinde verilebilir. Burada c , m ve n sabitlerinin değerleri deneysel sonuçlardan hesaplanır. Bu yöntemle elde edilen bağıntılara ampirik bağıntılar denir ve geçerlilikleri sınırlı olduğundan benzer şartlardaki sistemlere uygulanabilirler.

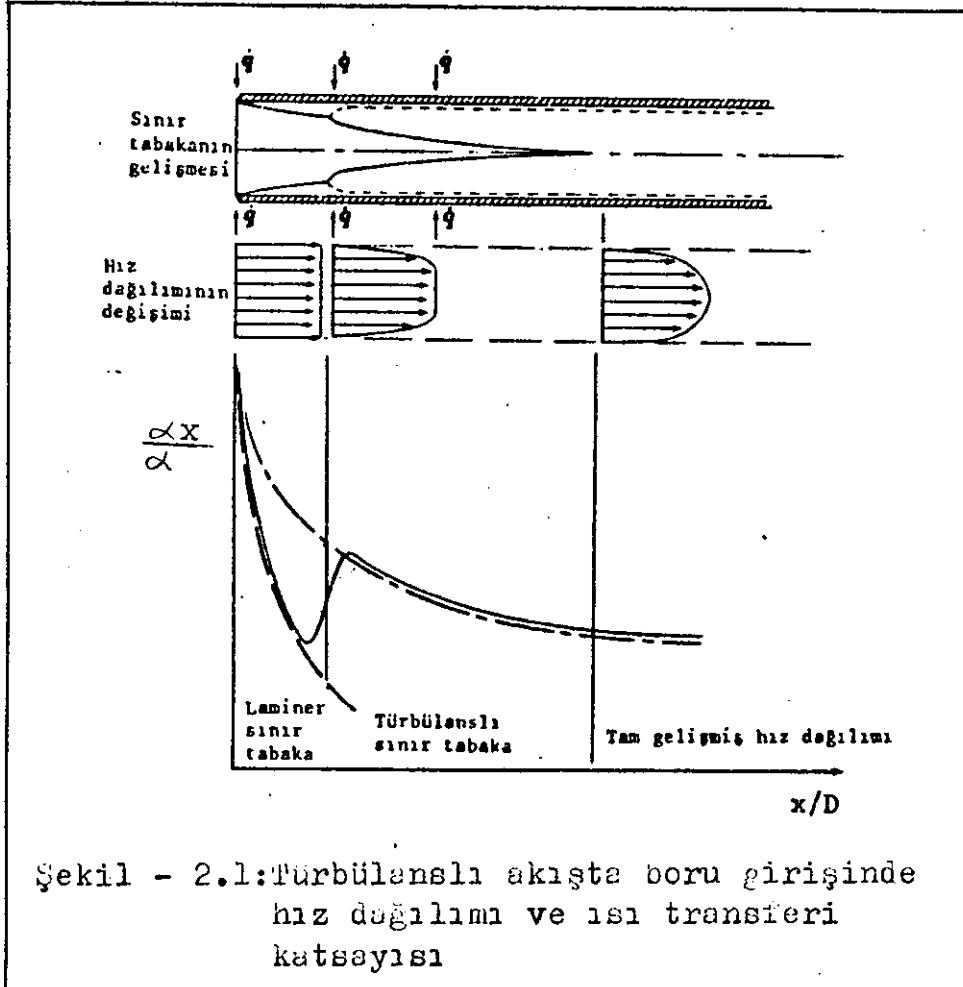
Tam gelişmiş akışa sahip uzun bir boruda ($L/D \geq 60$), türbülanslı akışta Dittus - Boelter (2.4) bağıntısındaki sabitleri

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \quad (2.5)$$

olarak vermektedirler. Eğer akış tam gelişmemiş ($10 \leq L/D$) ise boyutsuz değişken (L/D) oranı kullanılarak (2.5) ifadesi

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4} \left[1 + \left(\frac{d}{L} \right)^{0.7} \right] \quad (2.6)$$

şeklinde verilir.



Şekil-2.1 de turbülanslı akış için giriş etkileri görülmektedir. Boru duvarına sabit ısı akışı verildiğinde şekilden de görüldüğü gibi ısı transferi katsayısı girişten itibaren yaklaşık 10 Di giriş uzunluğuna kadar değişir. Tam gelişmiş hız dağılımında ısı transferi katsayısı artık değişmemektedir.

Giriş bölgesinde yerel ısı transferi katsayısı,

$$Nu_x = 0.022 Re_x^{0.8} Pr_x^{0.43} \epsilon_L \quad (2.7)$$

$$\frac{x}{d} < 15 \quad \epsilon_L = \frac{1.38}{\left(\frac{x}{d}\right)^{0.12}}$$

$$\frac{x}{d} > 15 \quad \epsilon_L = 1$$

ifadesi ile verilmektedir.

Şekil -3.1 ve Şekil -3.2 de görülen A ve B deney borularının uzunluk/çap oranları $L/D < 10$ olduğundan, deneysel olarak elde edilen değerlerle karşılaştırmak amacı ile yapılan ısı transferi hesapları için (2.6) ve (2.7) ifadeleri kullanılmıştır.

3. DENEYSEL ÇALIŞMA

Deneyisel çalışma için farklı çapta iki boru ele alınmış ve açıklamalara kolaylık getirmesi amacıyla borular, A borusu ve B borusu olarak adlandırılmıştır. Deneyler her iki boruda üç ayrı ısı akışı altında ve Reynolds sayısının 2300 den büyük olduğu akış durumlarında yani türbülanslı akışta yapılmıştır. A borusunda yapılan deneylerde Reynolds sayısının üst sınırı 17000 civarında, B borusu da yapılan deneylerde bu sınır 12000 civarında tutulmuştur. Her iki boruda yapılan seri deneylerden sonra B borusuna akışın dönerek ilerlemesini sağlamak amacıyla bir giriş ağzı yerleştirilmiş ve aynı akış durumlarında yalnız bir ısı akışı için deneyler tamamlanmıştır.

3.1 DENEY DÜZENEGİ

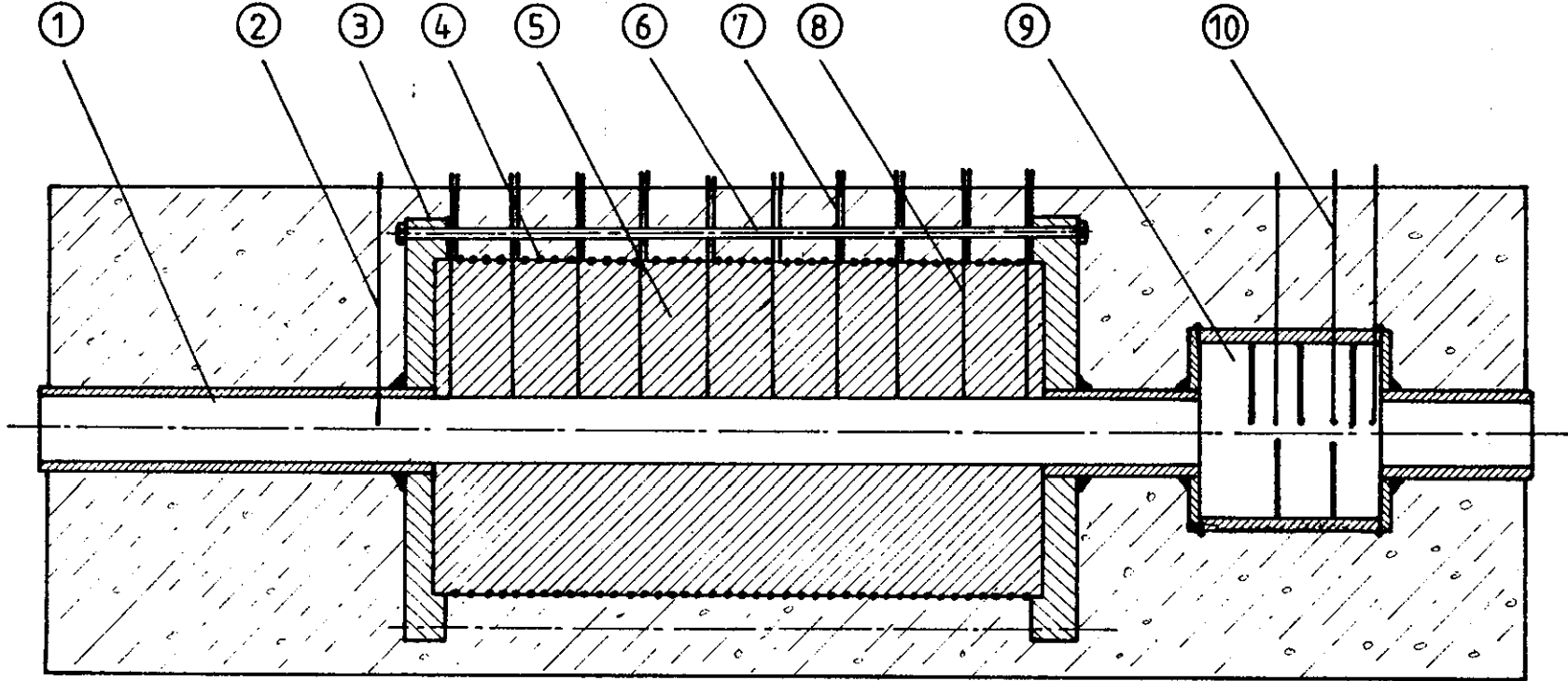
Şekil- 3.1 de görülen A deney borusu 0.096 m. dış çapında, 0.02 m. iç çapında ve 0.171 m. uzunluğundadır. Şekil- 3.2 de görülen B deney borusu ise aynı dış çap ve uzunlukta olup 0.03 m. iç çapındadır. Her iki deney borusu, ısı iletim katsayısı oldukça küçük olan fiberden imal ettirilmiştir.

Montaj resimlerinden görüldüğü gibi her iki borunun giriş kısmında giriş etkilerini azaltmak için birer ön boru, çıkış kısmında akışkanın çıkış sıcaklığını ortalama karışım sıcaklığında tutabilmek için karışım odası vardır. Ön boruların boyu deney borularının iki katı kadardır ve yatay eksenleri deney borularının yatay eksenleri ile çakışacak şekilde flanşa tesbit edilmiştir. Deney boruları şekildedeki görüldüğü gibi flanşlar arasındaki uzun germe çubukları ile sıkıştırılmış ve çevreye karşı cam yünü ile izole edilmiştir.

3.1.1 ÖLÇÜLEN BÜYÜKLÜKLER VE ÖLÇME YÖNTEMLERİ

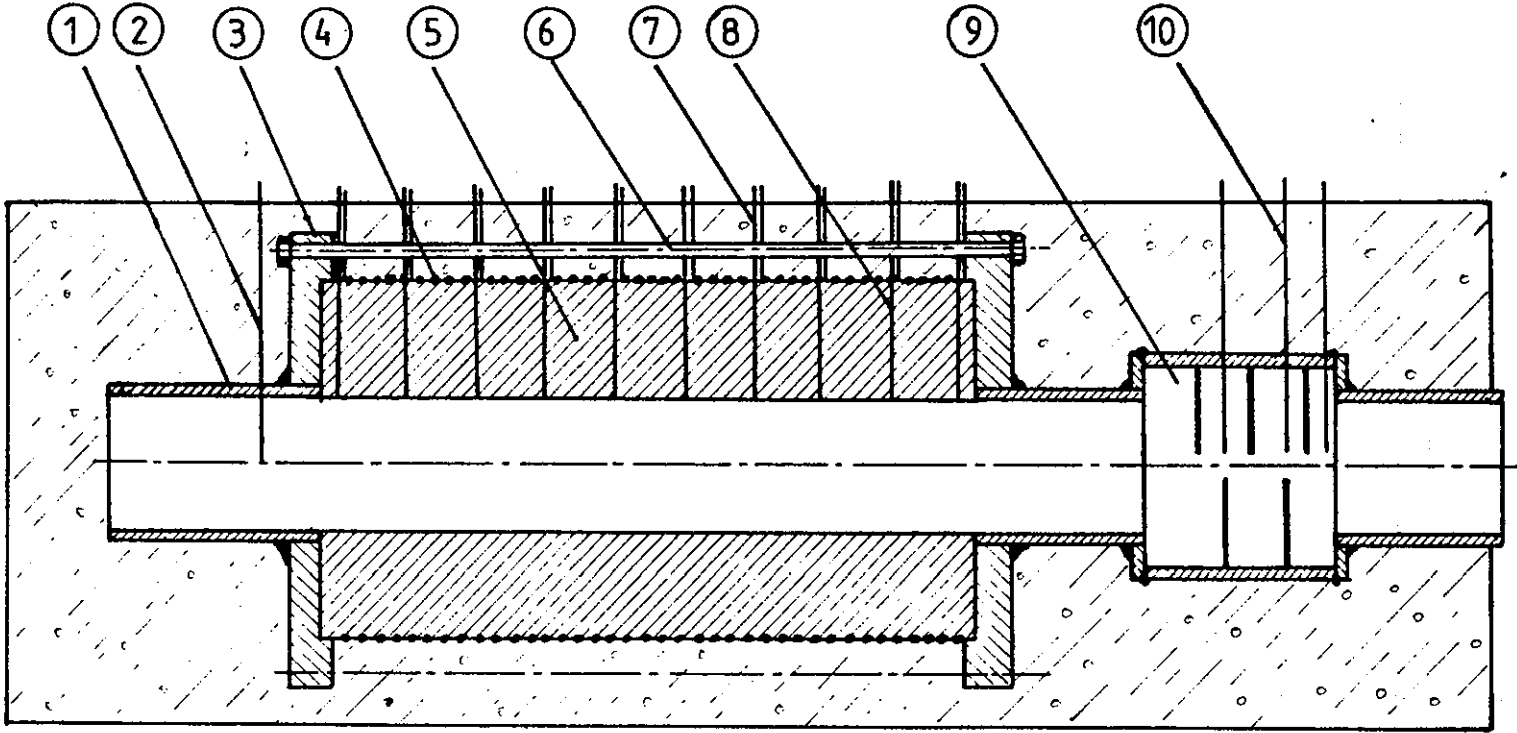
Hava akışlı deneyler için sistemin rejim durumuna ait ölçülen büyüklükleri olarak deney borusu iç ve dış duvar sıcaklıkları, akışkan giriş - çıkış sıcaklıkları, ısı akışı miktarı ve akışkan debisi ölçülmüştür.

Şekil- 3.3 de deney düzeneginin şematik resmi görülmektedir. Deney borularının üniform olarak ısıtılması, boru üzerine eş aralıklarla düzgün bir şekilde sarılan direnç telleri ile sağlanmıştır.



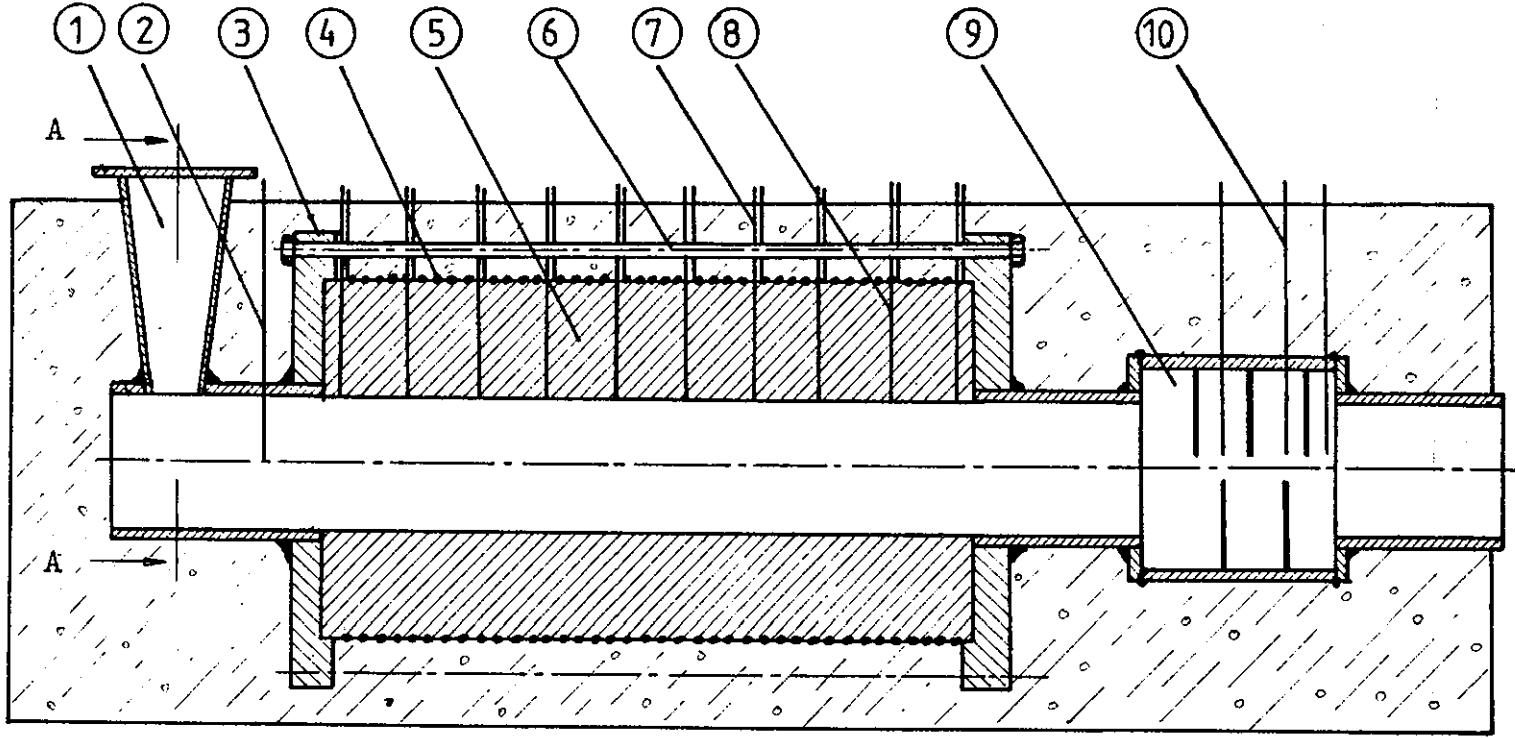
Şekil- 3.1: A deney borusu montaj resmi

- | | |
|------------------------------|-------------------------------------|
| 1. Giriş borusu | 6. Sıkıştırma çubuğu |
| 2. Termokupl(giriş sic.için) | 7. Termokupl(dış duvar sic. için) |
| 3. Tutucu flanş | 8. Termokupl(iç duvar sic.için) |
| 4. Elektrikli ısıtıcı | 9. Karışım odası |
| 5. Deney borusu | 10. Termokupl(çıkış sıcaklığı için) |

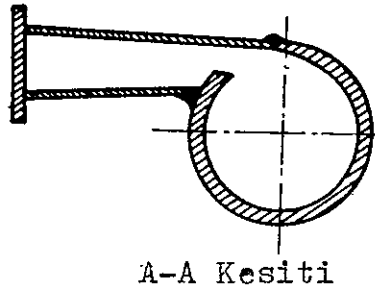


Şekil-3. 2a: B Deney borusu montaj resmi

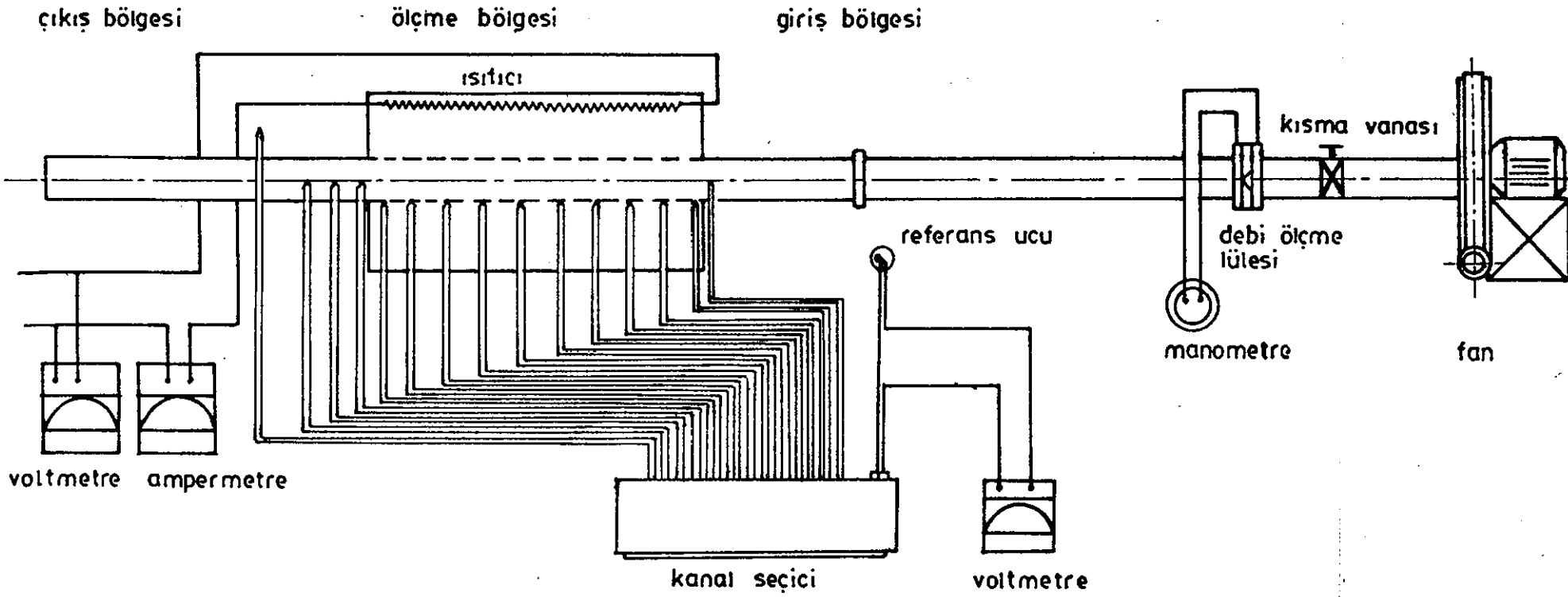
- | | |
|------------------------------------|----------------------------------------|
| 1. Giriş borusu | 6. Sıkıştırma çubuğu |
| 2. Termokupl(giriş sıcaklığı için) | 7. Termokupl(dış duvar sıcaklığı için) |
| 3. Tutucu flanş | 8. Termokupl(iç duvar sıcaklığı için) |
| 4. Elektrikli ısıtıcı | 9. Karışım odası |
| 5. Deney borusu | 10. Termokupl(çıkış sıcaklığı için) |



Şekil-3.2b:B Deney borusu montaj resmi (giriş kısmı değiştirilmiş)



- | | |
|------------------------------|-------------------------------------|
| 1. Giriş borusu | 6. Sıkıştırma çubuğu |
| 2. Termokupl(giriş sıc.için) | 7. Termokupl(dış duvar sıc.için) |
| 3. Tutucu flaş | 8. Termokupl(iç duvar sıc.için) |
| 4. Elektrikli ısıtıcı | 9. Karışım odası |
| 5. Deney borusu | 10. Termokupl(Çıkış sıcaklığı için) |



Şekil- 3.3:Deney düzeneginin şematik resmi

Deneyler sırasında ısıtıcıya verilen toplam ısı akışı,

$$\dot{Q}_T = U I \quad (3.1)$$

eşitliğinden hesaplanmıştır. Burada U gerilimi, I ise akımı göstermektedir. Gerilim ve akım değerleri şekilden de görüldüğü gibi voltmetre ve ampermetre ile ölçülmüştür. Deney borusunun

Deney borusunun iç ve dış duvar sıcaklıkları, ortam sıcaklığı, akışkan giriş - çıkış sıcaklıkları, Şekil-3.1 ve Şekil-3.2 de görüldüğü gibi kalibrasyonlara yapılmış bakır-konstantan termokupl çiftti yardımı ile ölçülmüştür.

Şekil-3.3 deki gibi 0°C deki referans ucu sabit kalacak şekilde sıcaklığı ölçülecek nokta kanal seçici yardımı ile devreye alınarak ve açık uçlara milivoltmetre bağlanarak mv cinsinden sıcaklık ölçümü gerçekleştirilmiştir.

Boruda hava akışı radyal bir fanla sağlanmış ve hava debisi bir vana ile istenildiği gibi ayarlanmıştır. Şekil-3.3 de görülen fan, sabit devir sayısında çalıştığından kesitten geçen toplam hava debisi kısma vanası ile kontrol edilmiştir.

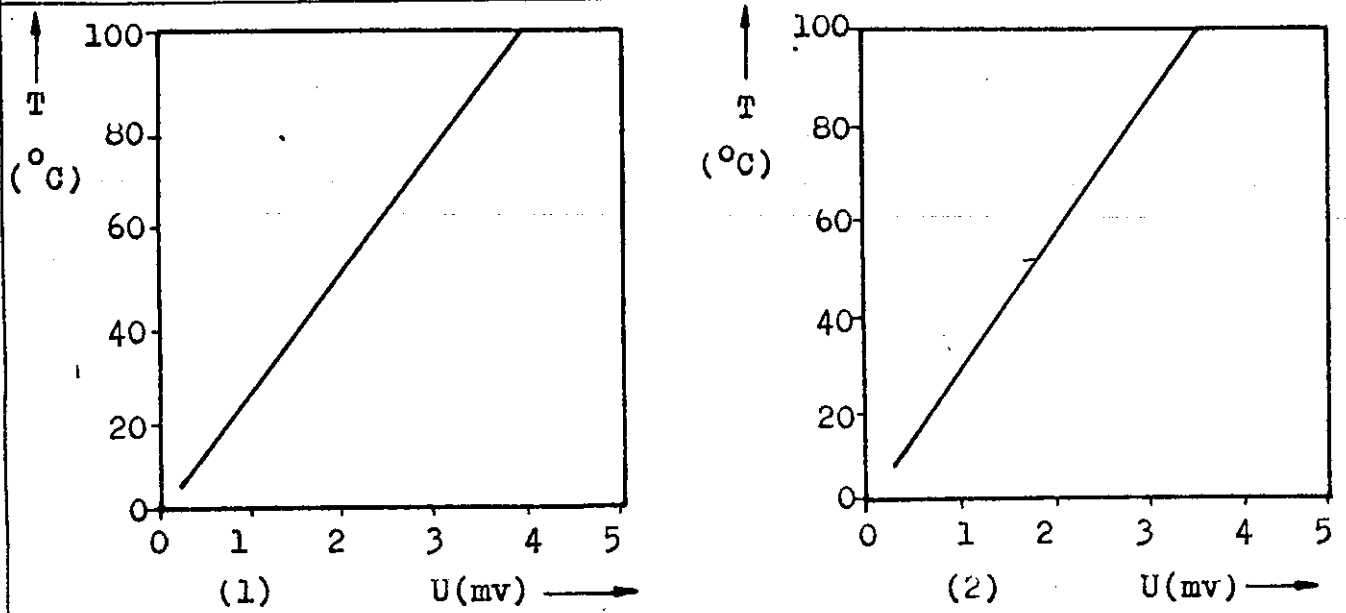
Kesitten geçen hava debisi, manometreden okunan lüle giriş ve çıkışı arasındaki basınç farkından yararlanılarak,

$$\dot{V} = A_L \sqrt{\frac{2g(\rho_s - \rho_h) \Delta h}{\rho_h}} \quad (3.2)$$

eşitliğinden hesaplanmıştır. Burada Δh manometreden okunan lüle giriş ve çıkışı arasındaki basınç farkı mss cinsinden, ρ_s ve ρ_h ortam sıcaklığında manometre sıvısının ve havanın yoğunluğu kg/m^3 cinsinden, A_L lüle kesit alanı m^2 cinsinden olmak üzere hacimsel debi m^3/s cinsinden hesaplanır.

3.1.2 TERMOKUPL KALIBRASYONU VE SİSTEMİN ISI KAYBI

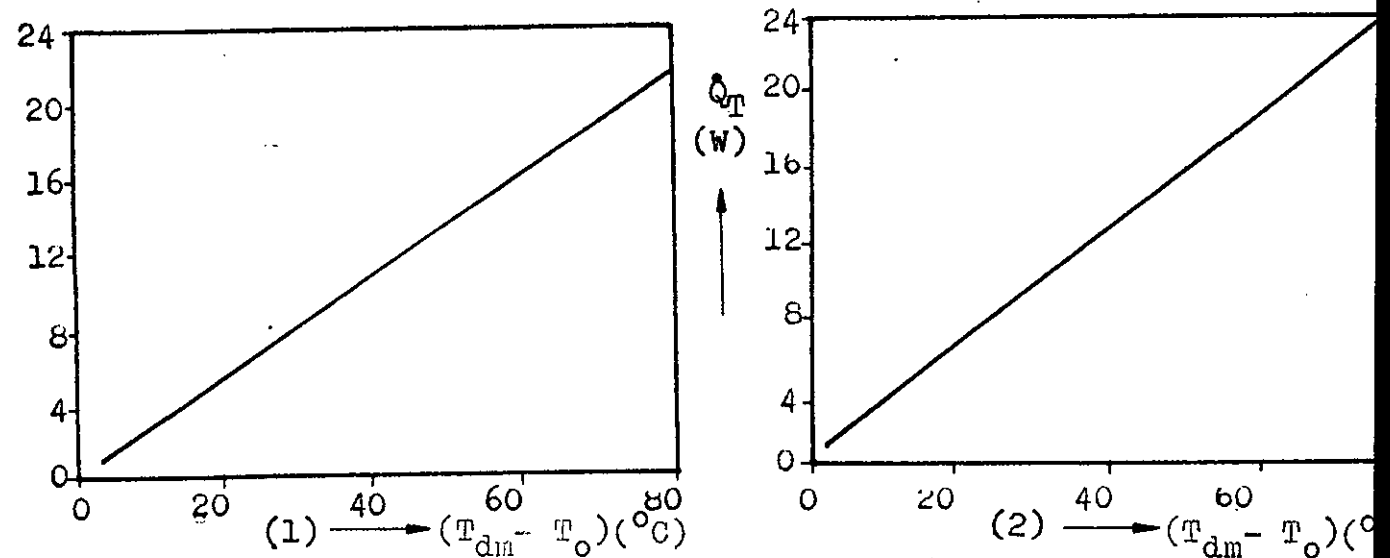
Uçları oksii-asetilen alevinde eritilerek kaynak edilen bakır-konstantan çiftti termokupllar, sıcaklığı ayarlanabilen sabit sıcaklıktaki su banyosunda 0°C de su - buz karışımına göre kalibre edilmiştir. Çeşitli sıcaklıklar ve bu sıcaklıkların meydana getirdiği gerilimler tablo değerleri olmak üzere Şekil-3.4 de A ve B borularında kullanılan termokupl telleri için kalibrasyon eğrileri görülmektedir.



Şekil-3.4: Termokupl kalibrasyon eğrisi

(1) A deney borusu için, (2) B deney borusu için

Toplam ısı akısı \dot{Q}_T çevreye olan ısı kayıplarından dolayı tamamen akışkana iletilememektedir. Bu kayıp ısı, ısı kayıp kalibrasyonu yapılarak bulunmakta ve akışkana geçen ısı bu şekilde hesaplanmaktadır. Ortalama iç duvar sıcaklığı ile ortam sıcaklığı arasındaki sıcaklık farkı ve sisteme verilen ısı (kaybedilen ısı) tablo değerleri olmak üzere Şekil-3.5 de her iki boru için ısı kaybı eğrileri görülmektedir.



Şekil-3.5: Ortalama iç duvar sıcaklığına göre sistemin

ısı kaybı. (1) A deney borusu için, (2) B deney borusu için.

3.2. ISI TRANSFERİ DENEYLERİ VE YEREL NUSSELT SAYISININ HESAPLANMASI

A ve B deney borularında yapılan seri deneylerde ölçülen büyüklükler tablo değeri olarak ekte verilmiştir. Tablolardan da anlaşıldığı gibi deneyler her iki boru için üç ayrı ısı akısında ve farklı Reynolds sayılarında tekrarlanmıştır. Tablo 1, 2, 3 de A borusu için Tablo 4, 5, 6 da B borusu için ölçülen değerler verilmiştir. Giriş şartlarının değiştirildiği B deney borusunda ölçülen değerler Tablo 7 de verilmiştir. Ölçülen büyüklüklerin hangi boruya ait olduğunu belirten boru kodu ve diğer bilgiler ayrıca tablolarda belirtilmiştir.

Yapılan çalışmada elde edilen deneysel değerlerle A, B borular için aynı hesap yöntemleri kullanılarak yerel ve ortalama Nusselt sayıları hesaplanmıştır. Hesaplamalar şekil-3.6 da görülen akış şemasına uygun olarak hazırlanmış bilgisayar programı ile gerçekleştirilmiştir. Akış şemasında görülen DV deneysel verileri ile programa girilmekte ve programın DH bölümünde istenilen değerler hesaplanmaktadır. Şekil-3.6 da akış şeması verilen programın akışı içerisinde, ölçülen iç duvar sıcaklıklarına eğri uydurulmakta ve ortalama duvar sıcaklığı bu eğrisel noktalardan elde edilmektedir. Programa aynı anda verilen veriler için yerel ve ortalama büyüklükler hesaplanmakta, sonuçları grafikleri bir alt programla çizdirilmektedir.

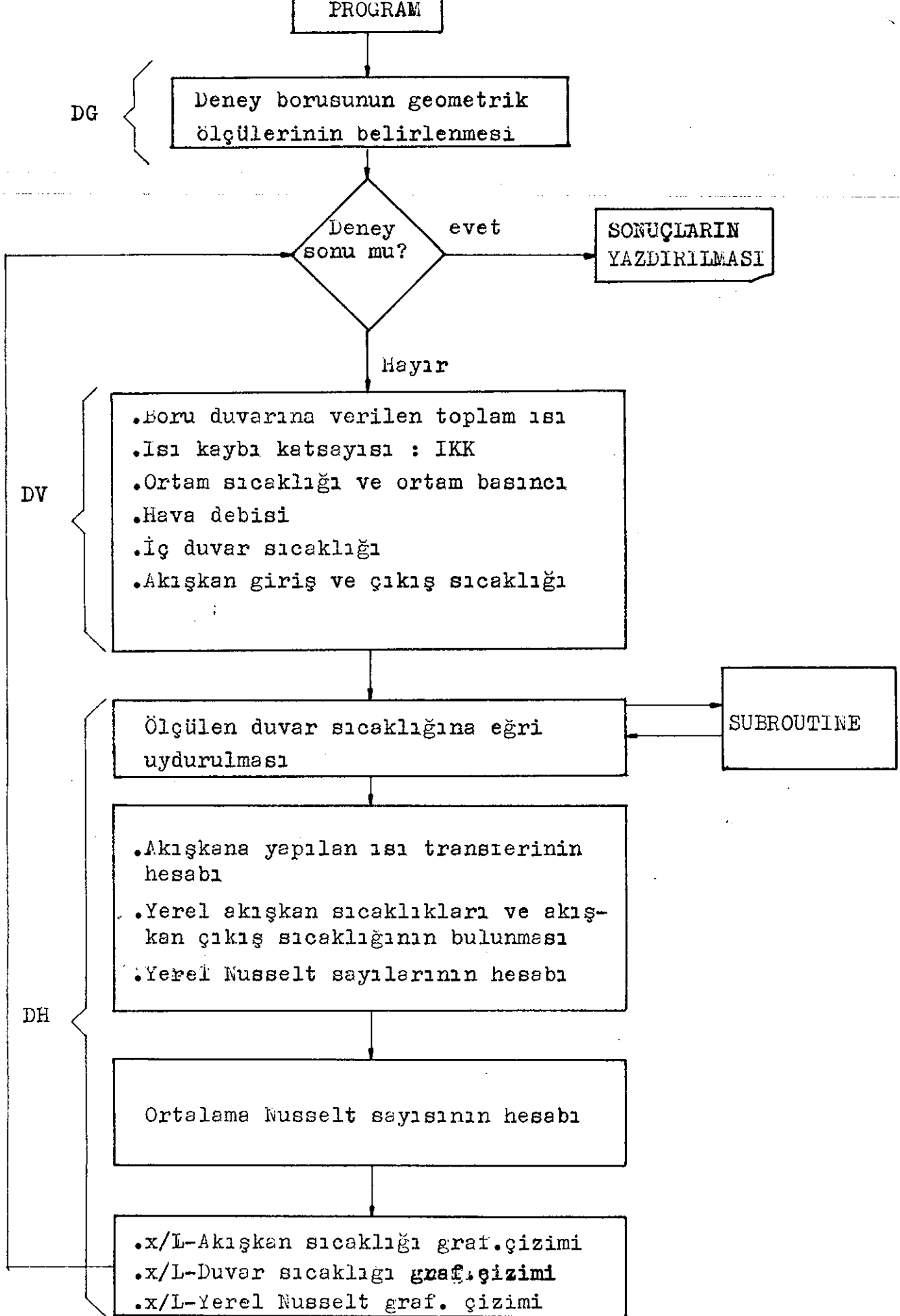
Akışkana transfer edilen yerel ve ortalama ısı akıları

$$\dot{Q}_A = \dot{Q}_T - \dot{Q}_K \quad (3.3)$$

şeklinde hesaplanır. Burada \dot{Q}_A akışkana transfer edilen ısı akısı, \dot{Q}_T boru duvarına verilen toplam ısı akısı, \dot{Q}_K ise şekil-3.5 deki eğriden hesaplanan kayıp ısıdır. Akışkana transfer edilen ısı ayrıca

$$\dot{Q} = \dot{m} c_p (T_g - T_g) \quad (3.4)$$

bağıntısından hesaplanır. Burada \dot{m} kütleli debi, c_p özgül ısı, T_g T_g ise akışkan giriş çıkış sıcaklığıdır.



Şekil-3.6: Bilgisayar programı akış şeması

Isı kayıp katsayısının yerel bölgelerde de sabit kaldığı kabul edilerek, programın akışı içerisinde yukarıda verilen bağıntılar nümerik olarak çözülmüştür. Çözüm sonucu elde edilen akışkan çıkış sıcaklığı, deney borusunun çıkışında ölçülen ortalama karışım sıcaklığı ile karşılaştırıldığında \pm % 15 oranında farklı olduğu görülmüştür. Ölçülen büyüklüklerle bilgisayar programından hesaplananlar karşılaştırıldıktan sonra, ortalama Nusselt sayısının bulunmasında hesaplanan akışkan çıkış sıcaklığı esas alınarak işlemlere devam edilmiştir. Hesaplarda akışkanın fiziksel büyüklükleri olan viskozite μ , özgül ısı c_p ve yoğunluk ρ , ortalama akışkan sıcaklığında alınmıştır.

Yerel ve ortalama Nusselt sayısı,

$$Nu_x = \frac{(\dot{Q}_A)_x d}{\lambda A (\Delta T_m)_x} \quad (3.5)$$

$$Nu_u = \frac{\dot{Q}_A d}{\lambda A \Delta T_m} \quad (3.6)$$

bağıntılarından hesaplanmıştır. Burada x yerel değerleri göstermek üzere \dot{Q}_A akışkana transfer edilen ısı, d boru iç çapı, λ havanın ısı iletim katsayısı, A yüzey alanı, ΔT_m ortalama boru iç duvar sıcaklığı ile ortalama akışkan sıcaklığı arasındaki farktır.

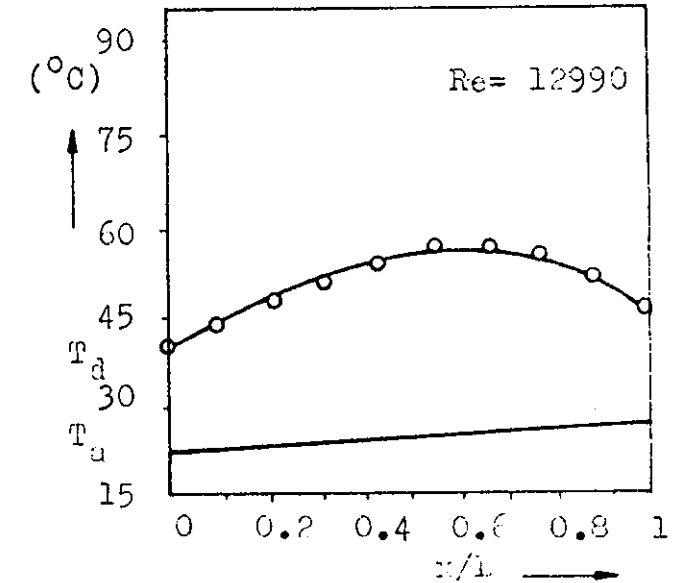
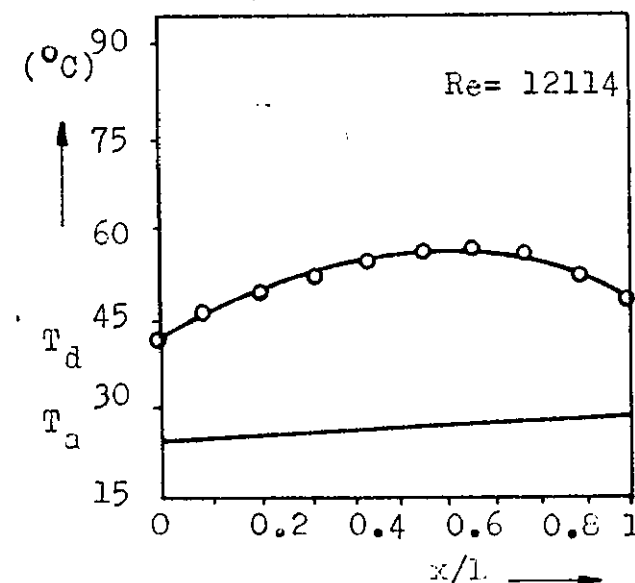
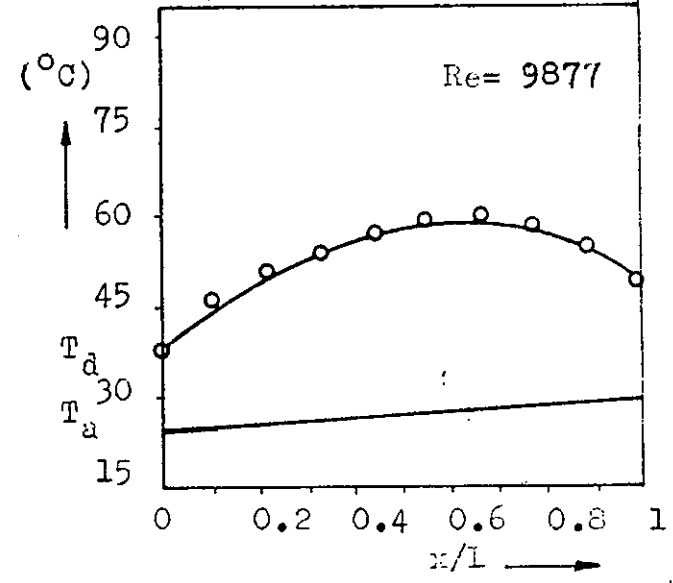
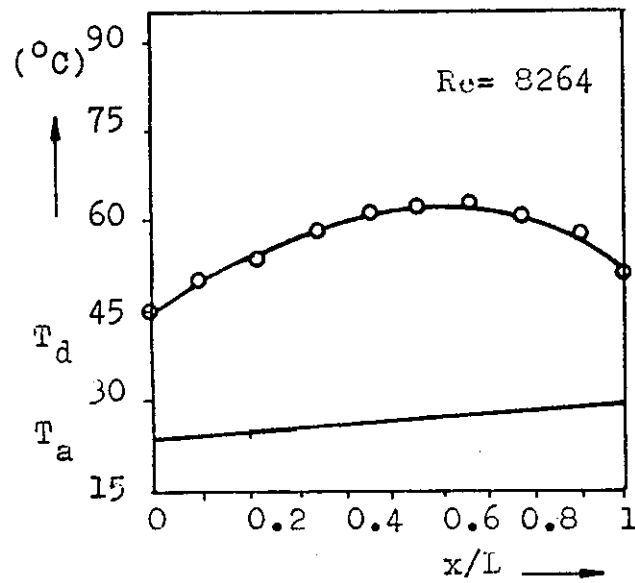
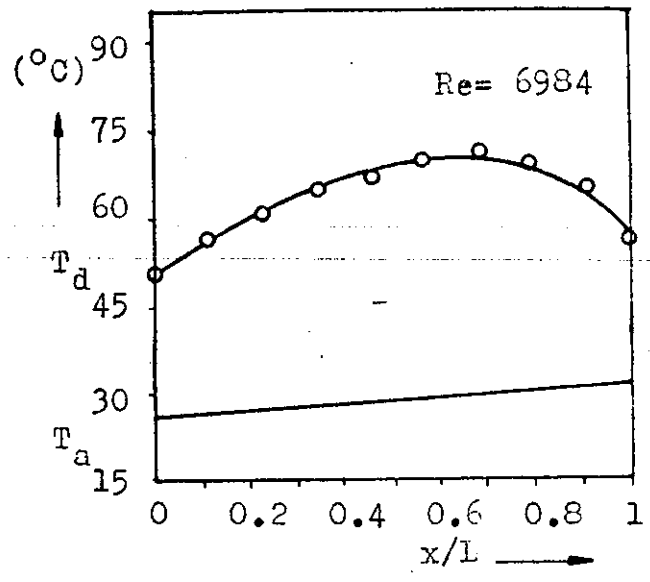
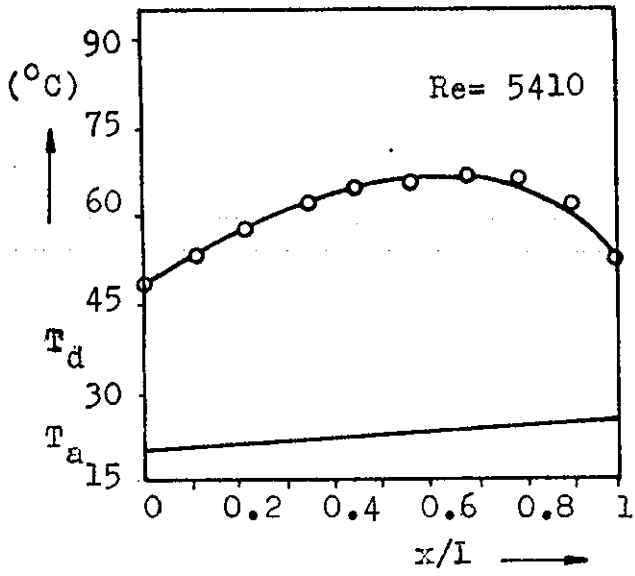
Aşağıda A ve B deney borularına verilen toplam ısı akıları ve grafik çizimlerinde kullanılan işaretler görülmektedir.

SİMGE	\dot{Q}_T (W)	İŞARET
A1	24	○
A2	30	●
A3	40	●
B1	24	□
B2	30	■
B3	40	■
B1 ^x	24	△

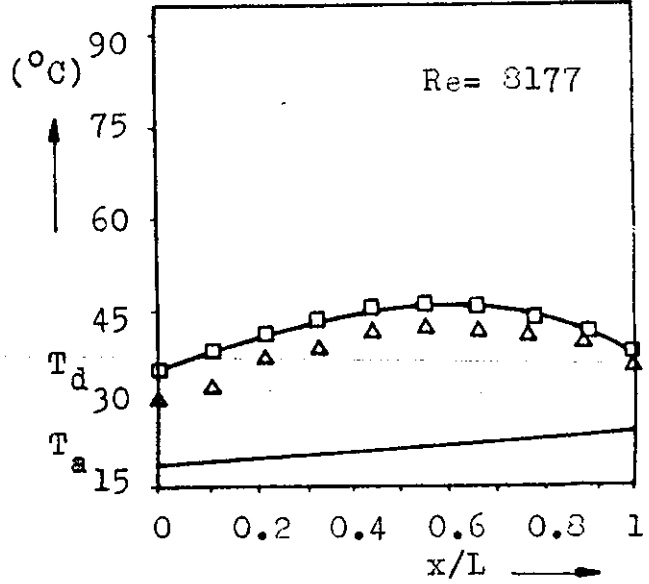
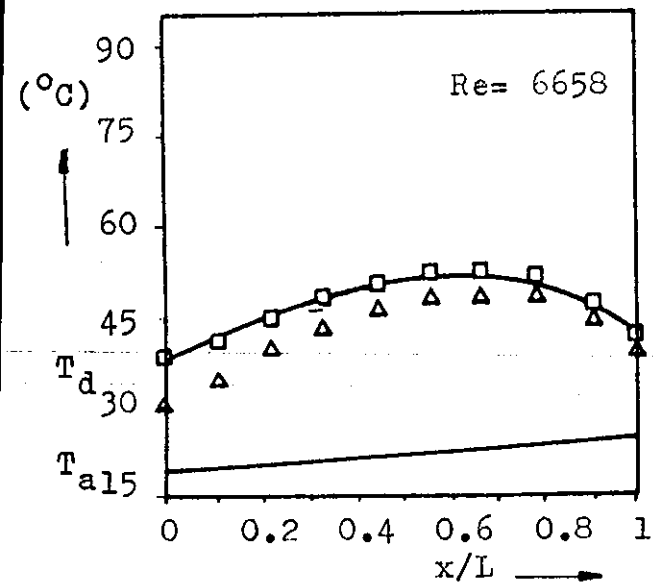
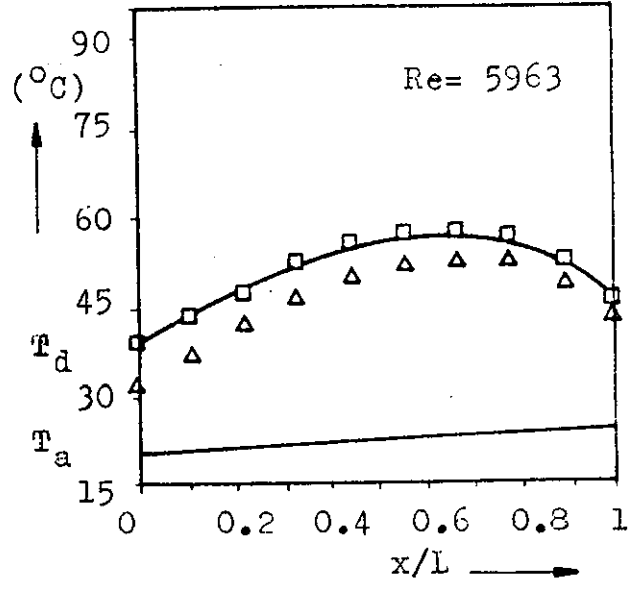
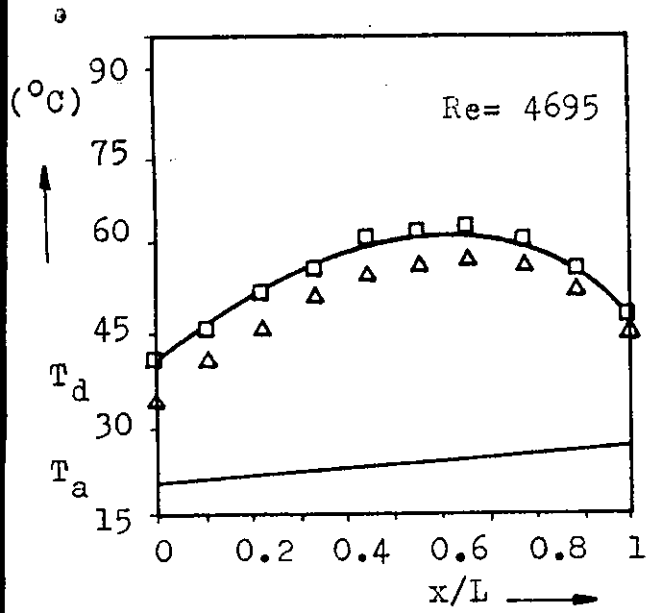
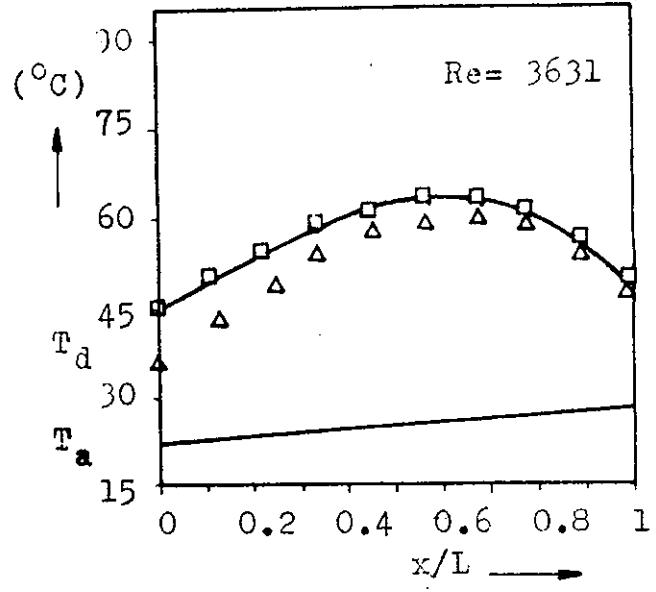
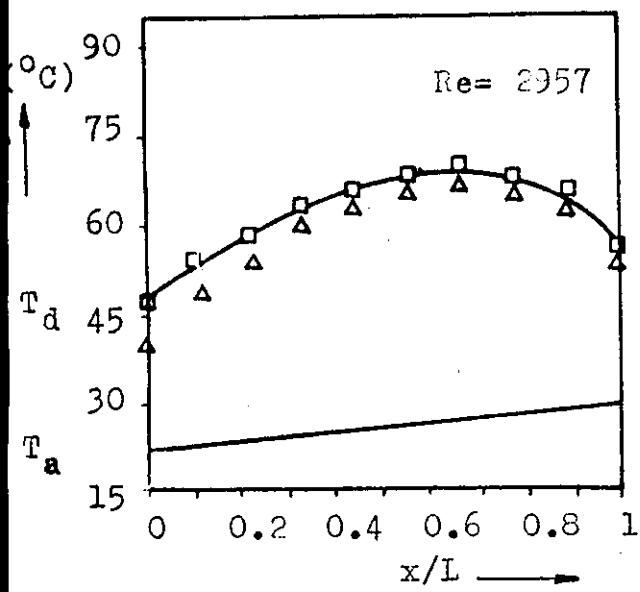
Not: Giriş ağzı değiştirilen boru B ile gösterilmiştir.

A ve B deney borularında ölçülen iç duvar ve akışkan sıcaklıklarının boyutsuz boru boyu x/L ile değişimleri, yalnız bir ısı akısı için Şekil -3.7, Şekil -3.8 ve Şekil -3.9 da görülmektedir. Grafikler her bir Reynolds sayısı için verilmiş olup, farklı ısı akılarında hesaplanan yerel Nusselt sayısının boyutsuz boru boyu x/L ile değişimi aynı akış durumları için Şekil -3.10, Şekil -3.11 ve Şekil -3.12 de görülmektedir. Şekil -3.13, Şekil -3.14 ve Şekil -3.15 de her iki deney borusu için farklı ısı akılarında hesaplanan ortalama Nusselt sayısının Reynolds sayısı ile değişimi görülmektedir.

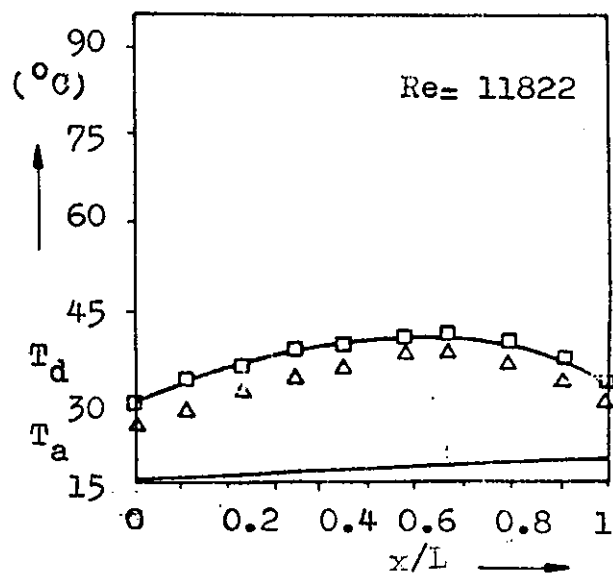
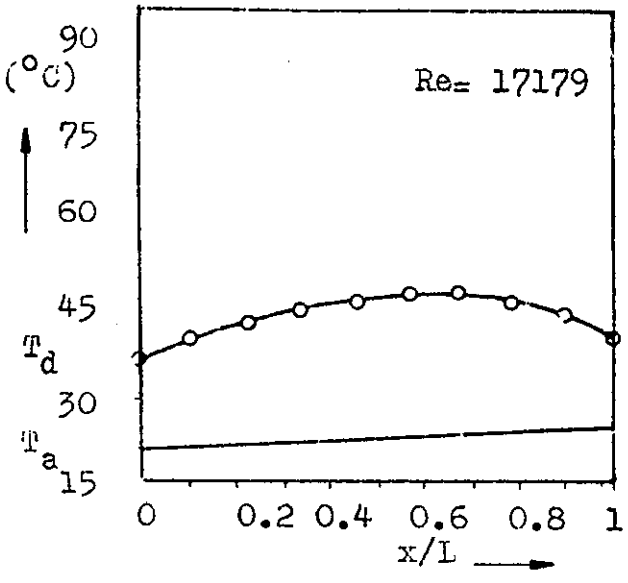
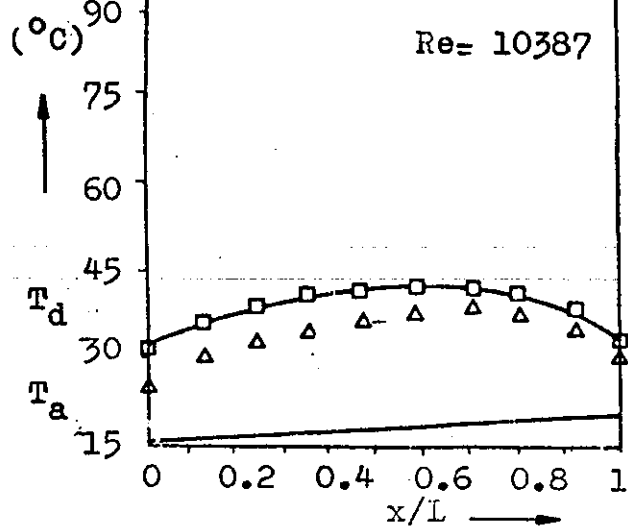
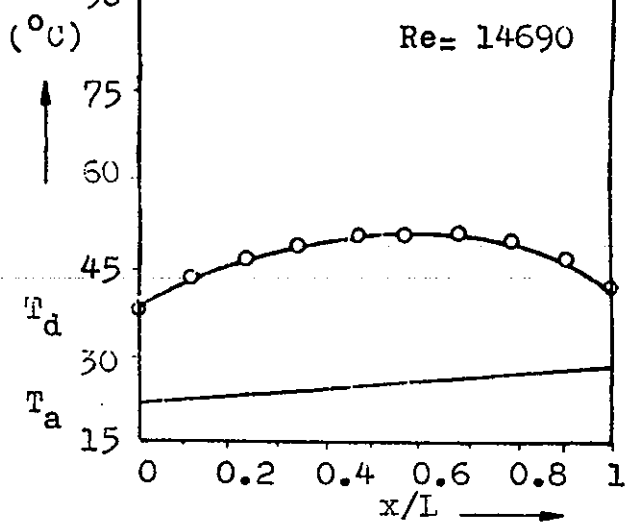
Deney sonuçlarından hesaplanan değerlerle karşılaştırmak amacı ile (2.6) ve (2.7) bağıntılarından hesaplanan ortalama ve yerel Nusselt sayılarının değişimi aynı grafiklerde verilmiştir.



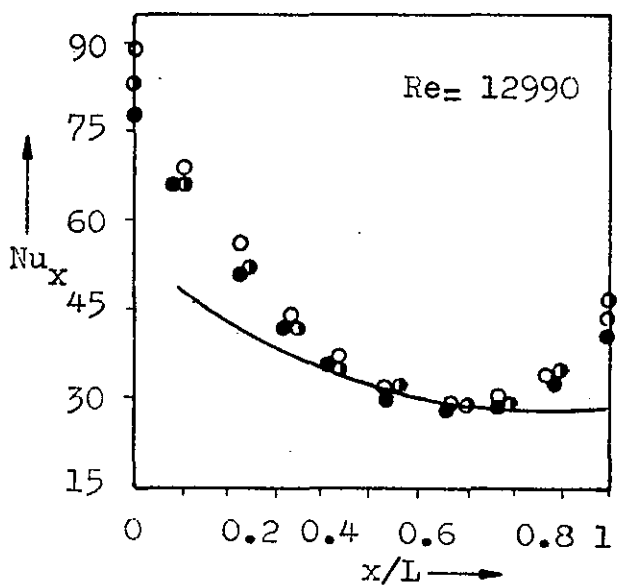
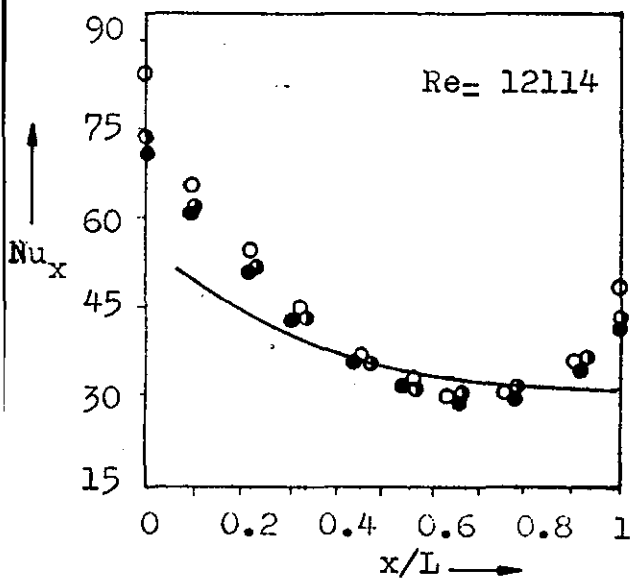
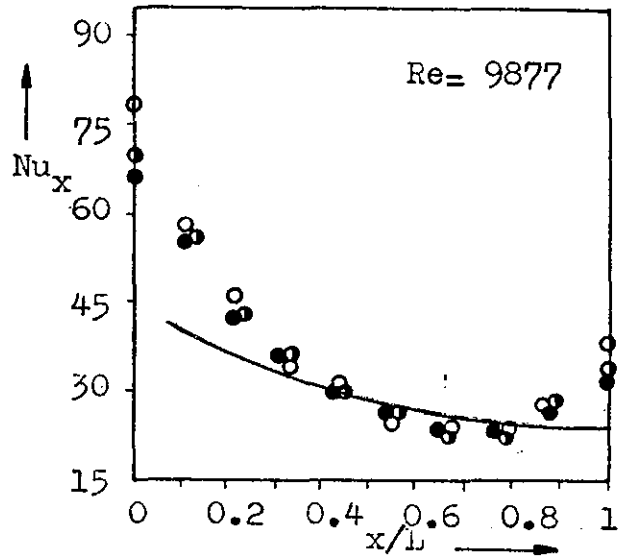
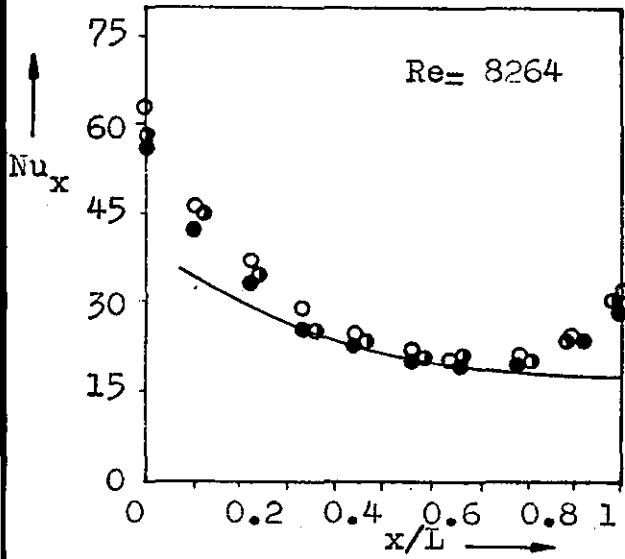
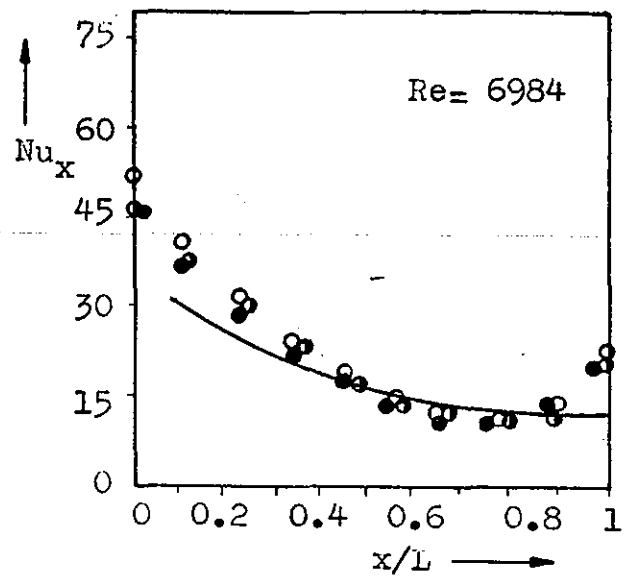
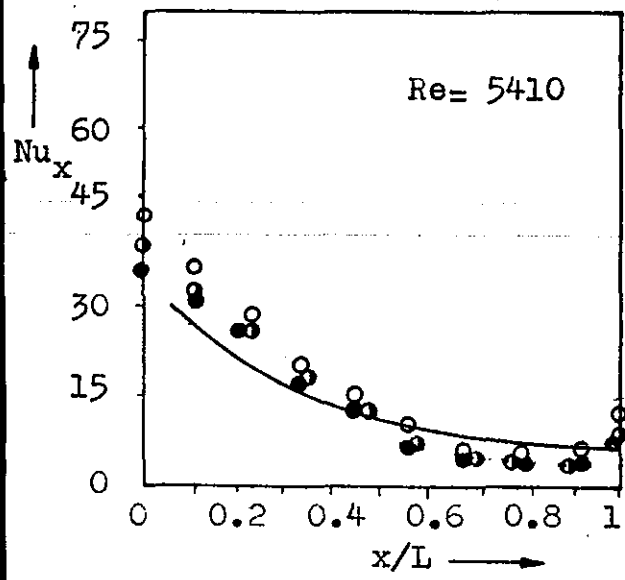
Şekil-3.7: A deney borusunda iç duvar ve akışkan sıcaklıklarının boru boyunca değişimi



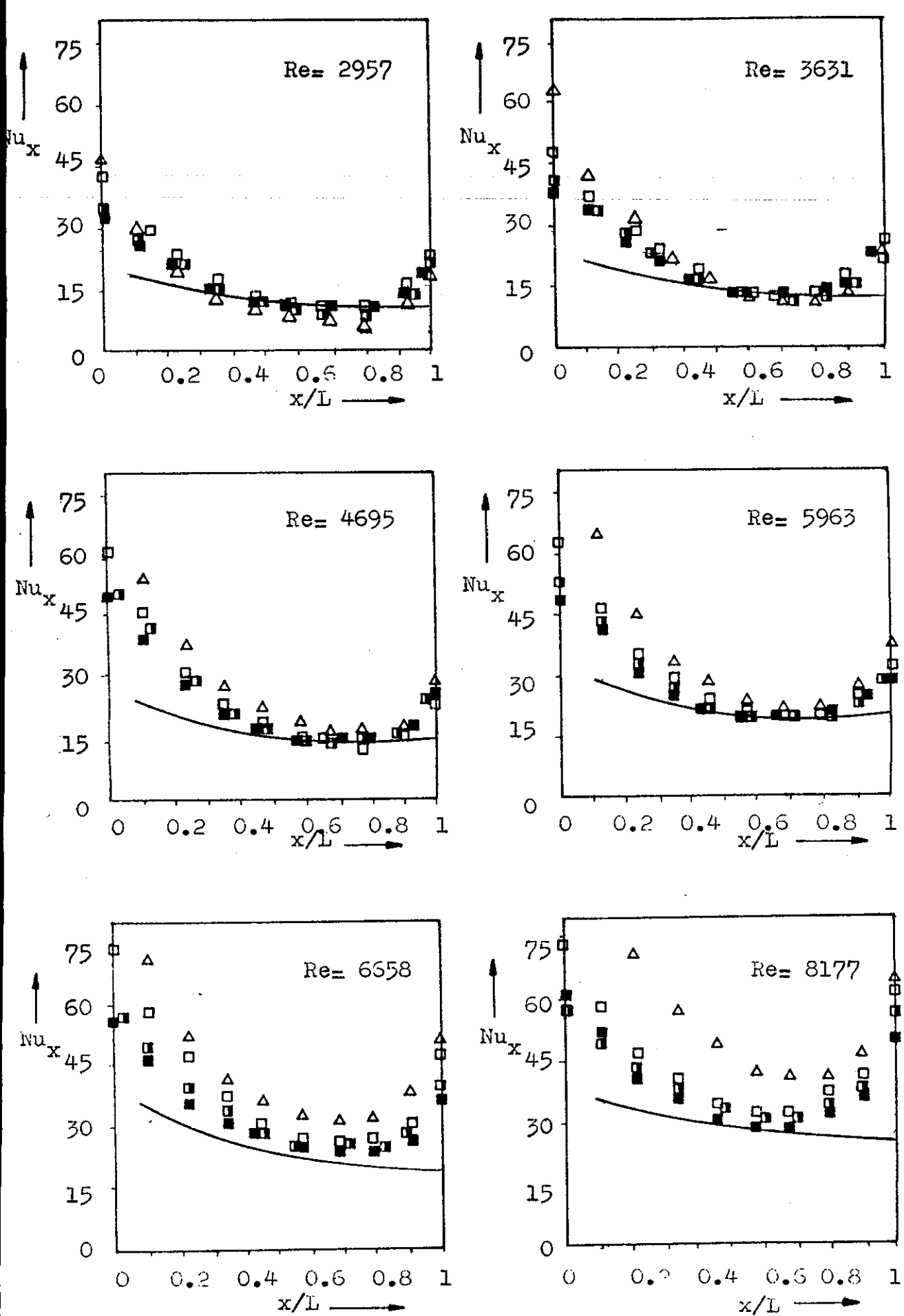
Şekil-3.8: B deney borusunda iç duvar ve akışkan sıcaklıklarının boru boyunca değişimi



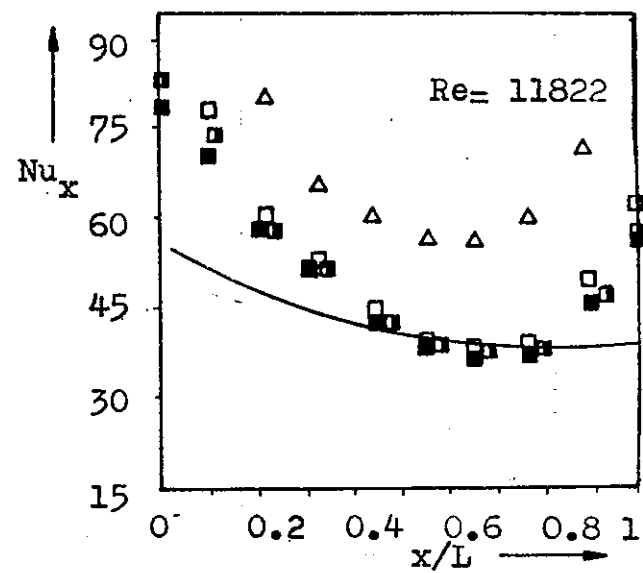
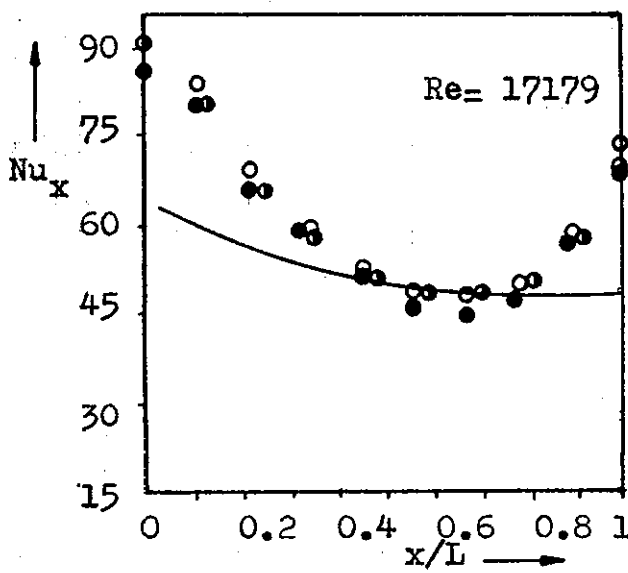
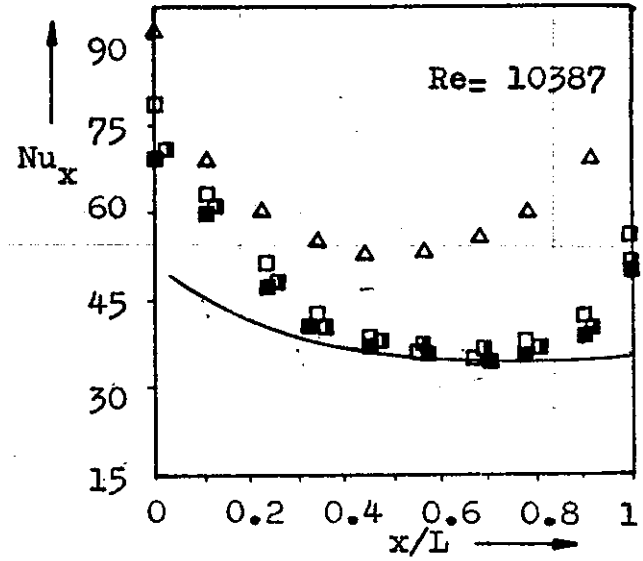
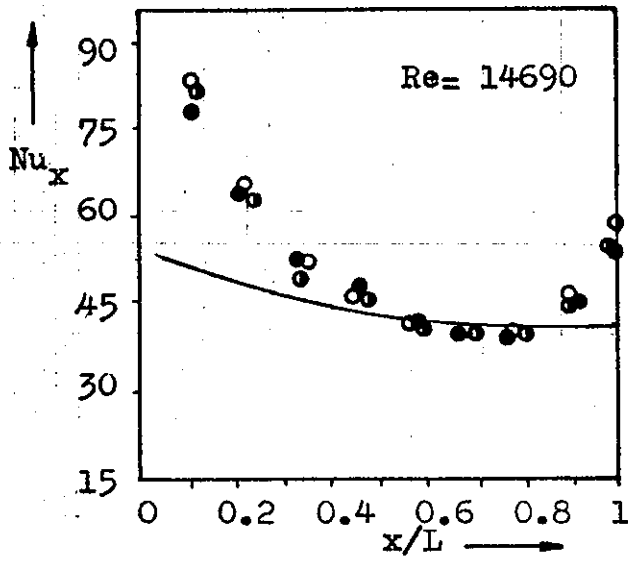
Şekil-3.9: A ve B deney borularında iç duvar ve akışkan sıcaklıklarının boru boyunca değişimi



Şekil-3.10: A deney borusu için yerel Nusselt sayıları

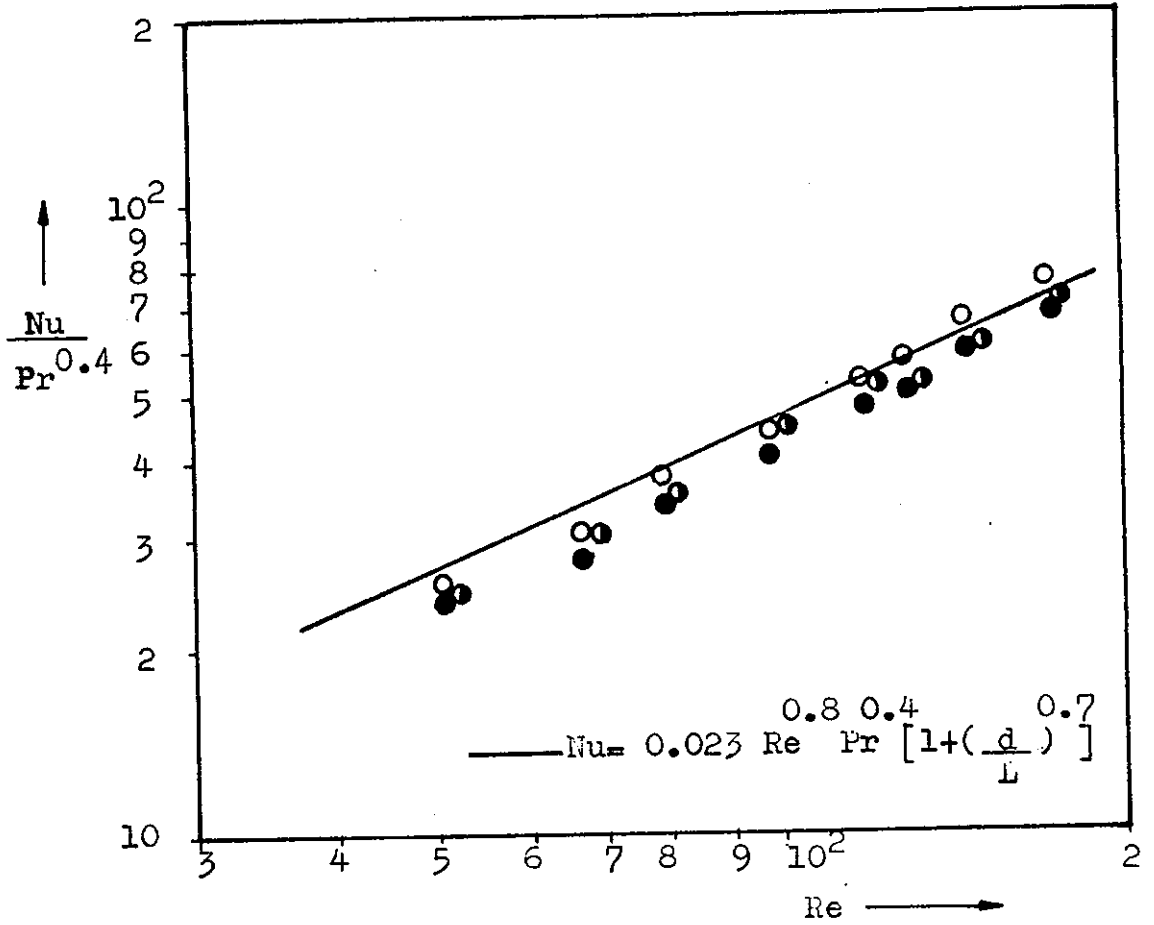


Şekil-3.11: B deney borusu için yerel Nusselt sayıları

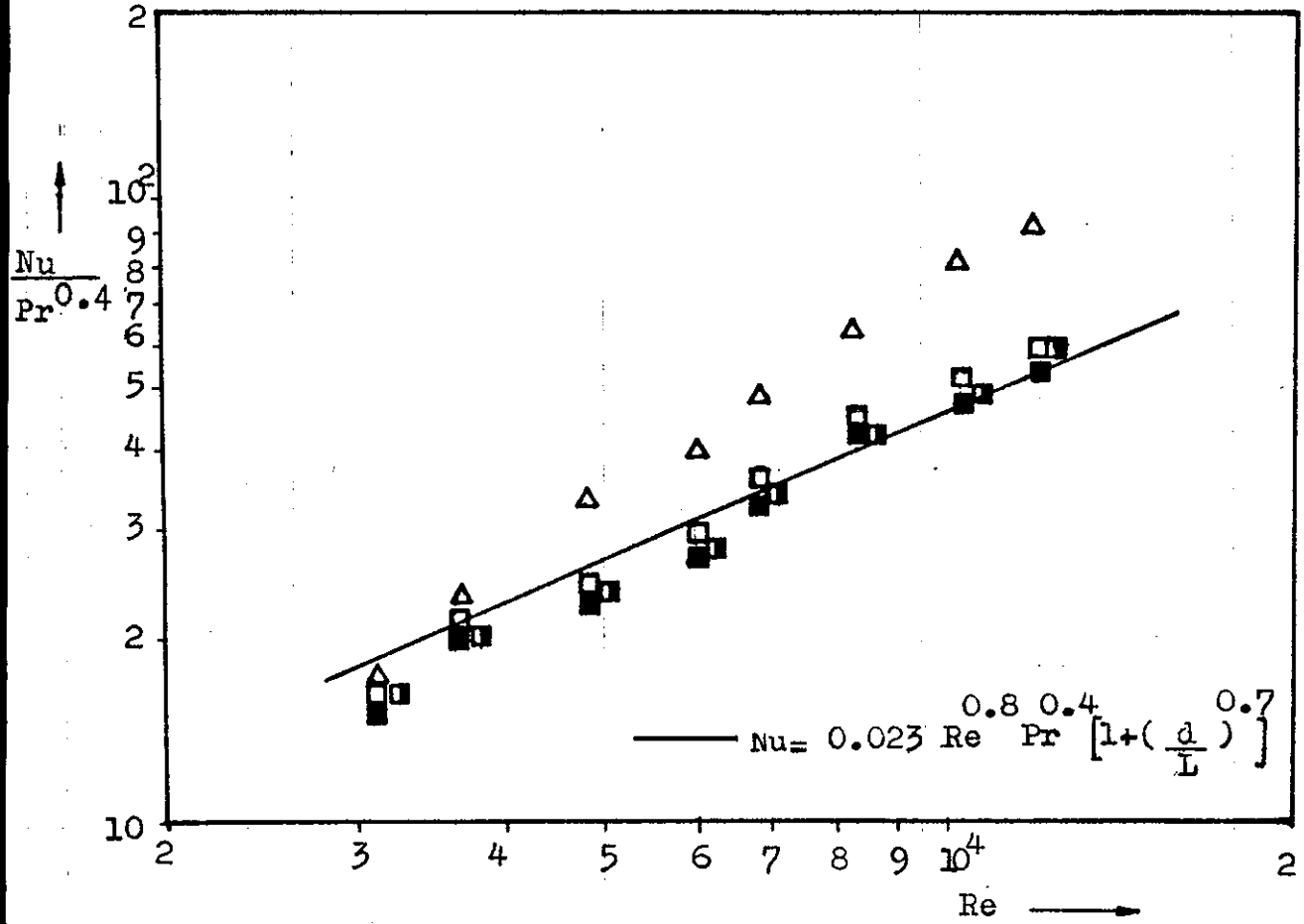


Şekil-3.12: A ve B deney boruları için yerel Nusselt sayıları

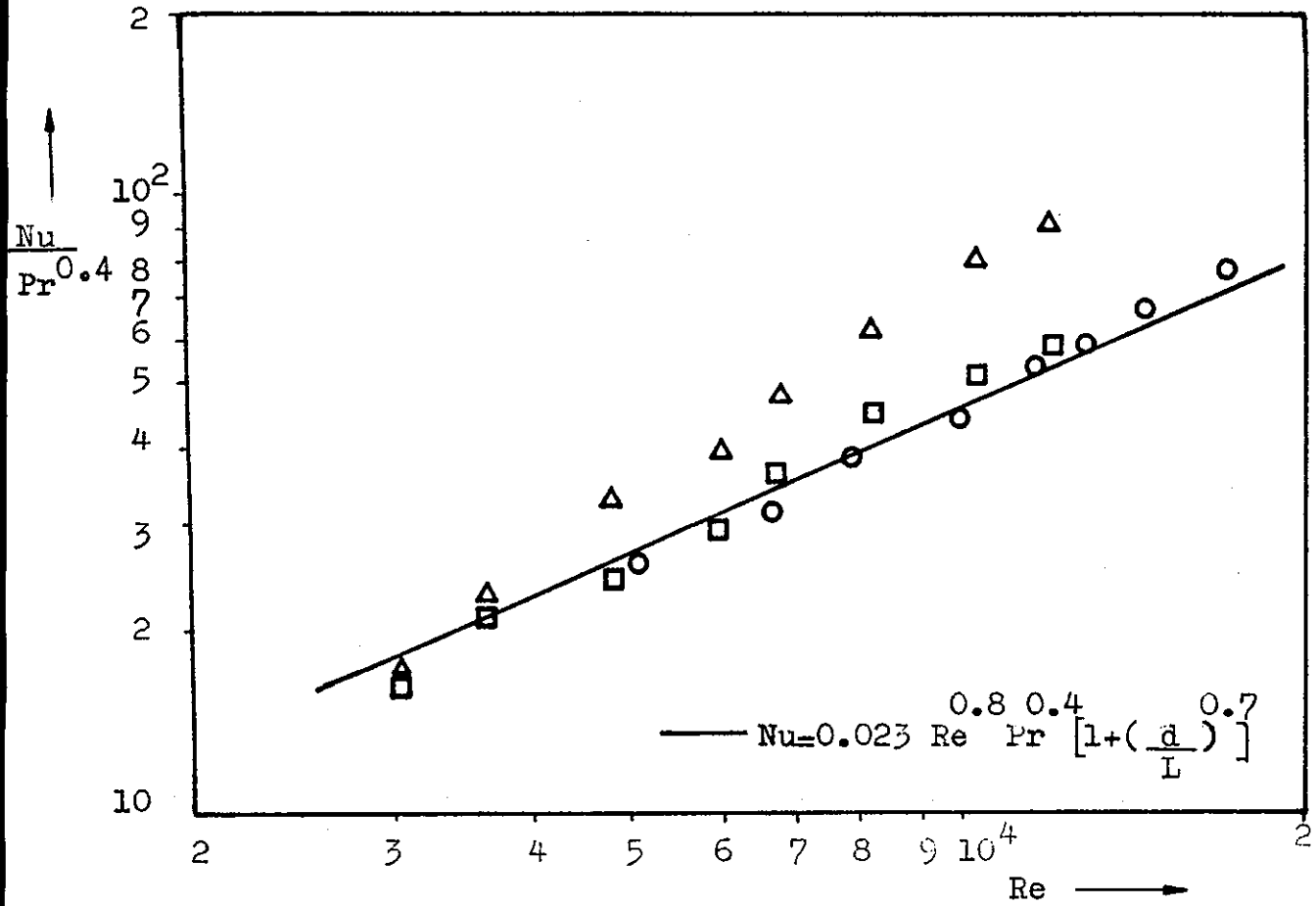
Not: Şekillerde (2.7) bağıntısından elde edilen değerler de görülmüştür.



Şekil-3.13: A deney borusunda Nusselt sayısının Reynolds sayısına ile değişimi



Şekil-3.14: E deney borusunda Nusselt sayısının Reynolds sayısına göre değişimi



Şekil-3.15: A ve B deney borularında Nusselt sayılarının Reynolds sayısı ile değişimi

4. SONUÇ

Yapılan deneysel çalışmada elde edilen sonuçlar topluca ele alındığında, her iki deney borusunda yerel Nusselt sayısının boru değişimi için çizilen grafiklerin aynı karakterde olduğu görülmüştür. Farklı ısı akımlarında aynı akış durumları için tekrarlanan ilk deneylerde yerel ve ortalama Nusselt sayısı için yaklaşık aynı değerler elde edilmiş, giriş şartları değiştirilerek yapılan ikinci deneylerde belirli bir Reynolds sayısından sonra Nusselt sayısının diğer deneylerdekine oranla arttığı gözlenmiştir. İlk deneylerde ölçüm değerlerinden hesaplanan ortalama Nusselt sayılarının literatürde verilen bağıntılardan hesaplananlarla uyum içerisinde oldukları görülmüş, ikinci deneylerde ise artan Reynolds sayılarında daha büyük Nusselt sayıları elde edilmiştir.

Çalışma konusu olan yerel Nusselt sayısının boru boyunca azalan yönde değişimi beklenirken, şekillerden de görüldüğü gibi bu değerler boru çıkışında arttığı görülmektedir. Bunun nedeni boru uç kayıplarının yapılan hesaplarda etkili olmasıdır.

Konu ile ilgili yapılacak olan yeni çalışmalarda giriş etkileri ve uç kayıpları göz önüne alınarak yeterince uzun deney boruları seçilirse, yerel Nusselt sayısının daha geniş bir bölgede sabit kalacağı izlenecektir.

20

EK

DENEYSEL OLÇUM DEĞERLERİ

DENEY BORUSU: A1

BORU DUVARINA VERİLEN ISI $\dot{Q}_T = 24 \text{ W}$

Po (bar)	To (°C)	Tg (°C)	Tç (°C)	DUVAR SICAKLIKLARI (°C)											X/L →	\dot{V} (lt/dk)	Re
				0	0.11	0.22	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	1.0				
1.017	22.52	29.15	35.78	59.62	63.86	63.60	71.55	78.17	82.15	80.03	79.50	74.20	68.90	76.189	5410		
1.011	23.32	27.03	33.13	53.00	58.09	59.09	63.60	70.75	74.20	71.55	69.69	64.13	59.09	98.359	6984		
1.015	21.73	24.38	30.21	45.84	50.35	52.47	57.77	63.07	64.13	63.07	60.95	55.65	53.00	116.381	8264		
1.011	22.79	25.44	31.00	43.99	47.70	49.02	55.12	60.68	63.33	60.68	58.83	54.06	52.47	139.102	9877		
1.014	22.79	25.44	30.21	42.40	46.37	47.70	51.41	56.71	58.30	56.18	55.65	53.00	49.29	170.364	12114		
1.011	21.73	24.38	28.88	41.07	44.78	45.58	50.35	55.65	58.08	55.65	55.38	50.35	48.23	182.430	12990		
1.055	23.00	23.85	28.35	38.42	42.13	42.66	46.37	51.14	53.00	50.88	50.35	46.64	44.78	206.321	14691		
1.013	21.73	21.90	26.76	36.83	39.22	40.81	43.72	47.70	49.82	46.36	45.05	43.19	41.07	240.931	17175		

Tablo: 1

DENEY BORUSU: A2

BORU DUVARINA VERİLEN ISI : $\dot{Q}_T = 30 \text{ W}$

No	Po (bar)	To (°C)	Tg (°C)	Tç (°C)	DUVAR SICAKLIKLARI (°C)										X/L →	\dot{V} (lt/dk)	Re
					0	0.11	0.22	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	1.0			
1	1.018	19.61	26.35	37.10	66.94	72.86	71.92	78.90	86.15	91.08	88.27	86.40	82.52	76.87	76.189	5410	
2	1.019	21.20	27.83	37.78	59.77	64.95	66.75	69.55	76.56	81.14	79.32	75.50	71.09	67.43	98.359	6984	
3	1.018	21.20	25.29	34.32	52.30	56.50	57.92	64.13	69.30	70.87	68.29	65.30	61.13	59.40	116.381	8264	
4	1.019	21.73	25.17	33.80	48.90	52.09	54.10	62.10	68.00	68.90	65.10	64.23	60.53	57.95	139.102	9877	
5	1.017	22.00	25.97	22.30	47.39	51.53	52.10	56.60	61.10	63.78	61.90	61.02	58.68	53.08	170.364	1211	
6	1.011	21.73	24.97	31.08	45.32	49.05	49.53	56.00	59.13	63.00	59.77	58.60	55.08	50.00	182.430	1299	
7	1.019	22.00	22.88	28.40	42.10	45.58	46.00	53.16	58.32	57.65	55.40	55.00	50.48	48.10	206.321	1469	
8	1.015	21.73	21.85	26.83	40.78	44.25	44.98	47.15	53.30	54.74	53.08	50.82	47.36	44.92	240.931	1717	

Tablo: 2

DENEY BORUSU: A3

BORU DUVARINA VERİLEN ISI $\dot{Q}_T = 40 \text{ W}$

o	Po (bar)	To (°C)	Tg (°C)	Tç (°C)	DUVAR SICAKLIKLARI (°C)										X/L →	\dot{V} (lt/dk)	Re
					0	0.11	0.22	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	1.0			
1	1.018	21.73	28.85	41.81	75.21	79.13	80.61	88.13	93.41	98.31	95.13	95.71	91.13	83.40	76.189	5410	
2	1.018	21.73	26.85	38.10	63.48	71.41	72.30	75.38	82.19	85.64	84.40	82.67	74.69	71.60	98.359	6984	
3	1.019	22.00	25.85	34.51	58.40	63.41	66.73	71.43	76.84	76.91	75.19	73.21	67.17	65.98	116.381	18264	
4	1.018	21.73	24.86	33.45	54.90	58.64	61.73	67.82	73.32	75.19	71.33	70.49	65.16	63.03	139.102	9877	
5	1.017	22.00	25.32	32.13	54.03	57.90	59.41	64.18	68.71	73.44	69.64	67.61	63.13	61.08	170.364	1211	
6	1.013	21.46	24.79	31.26	51.90	55.93	58.78	62.00	66.93	69.73	66.19	65.19	61.90	59.83	182.430	1299	
7	1.017	21.46	22.09	29.15	49.33	53.09	55.74	57.43	62.66	64.33	62.40	51.13	18.09	54.63	206.321	1469	
8	1.015	22.00	22.26	28.09	46.98	50.93	51.91	54.63	58.72	59.93	57.68	66.73	54.19	52.43	240.931	1711	

Tablo: 3

DENEY BORUSU: B1

BORU DUVARINA VERİLEN ISI $\dot{Q}_T = 24 \text{ W}$

No	Po (bar)	To (°C)	Tg (°C)	Tç (°C)	DUVAR SICAKLIKLARI (°C)										X/L →	v̇ (lt/dk)	Re
					0	0.11	0.22	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	1.0			
1	1.015	17.25	22.26	29.15	73.67 50.88	78.70 51.94	93.28 55.65	100.17 63.07	100.96 72.08	103.61 72.08	98.05 68.90	90.63 66.78	79.23 61.48	74.20 59.36	62.208	2957	
2	1.017	17.28	21.20	27.03	72.34 47.70	75.52 49.02	90.10 51.41	95.93 58.30	97.78 66.78	100.70 66.78	95.40 63.60	87.45 61.48	75.26 57.77	71.55 54.06	76.189	3631	
3	1.015	17.75	20.67	25.97	71.55 43.46	74.20 45.05	90.10 47.70	95.40 56.18	97.25 65.19	98.58 64.13	92.75 60.95	84.24 58.83	72.87 55.65	66.25 49.82	98.539	4695	
4	1.013	17.25	19.09	24.91	66.30 41.34	72.87 42.93	86.12 45.58	92.22 51.94	92.22 50.42	92.78 59.09	87.45 56.18	78.97 54.06	68.90 51.41	64.92 47.17	124.416	596	
5	1.013	17.80	19.61	24.91	66.00 39.75	71.02 39.75	82.68 43.46	86.92 47.70	86.95 55.12	87.45 53.54	81.88 51.41	73.67 49.82	63.60 47.17	59.09 42.40	139.102	665	
6	1.015	16.00	18.55	23.85	60.95 36.04	66.25 37.63	76.58 39.75	79.50 43.46	79.60 48.23	80.03 46.11	74.20 44.52	67.84 42.93	60.95 42.40	54.10 37.10	170.364	817	
7	1.014	16.45	16.96	20.67	57.77 34.45	66.78 34.98	76.85 36.30	79.50 41.60	79.57 46.11	80.56 43.99	75.52 42.93	67.57 40.54	58.57 39.22	53.10 35.24	215.495	1038	
8	1.018	16.47	16.90	19.08	41.87 30.74	46.11 33.65	64.13 32.06	70.22 37.89	74.46 43.72	80.29 42.93	74.73 40.28	68.37 38.16	58.30 36.04	52.12 33.65	244.910	1182	

Tablò: 4

Not: Üst değerler dış duvar sıcaklıklarıdır

DENEY BORUSU: B2

BORU DUVARINA VERİLEN ISI : $\dot{Q}_T = 30 \text{ W}$

No	Po (bar)	To (°C)	Tg ⁱ (°C)	Tç (°C)	DUVAR SICAKLIKLARI (°C)										X/L →	\dot{V} (lt/dk)	Re
					0	0.11	0.22	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	1.0			
1	1.015	15.73	19.88	30.27	57.83	60.15	64.00	72.28	82.03	80.56	76.85	73.73	68.00	66.90	62.208	295	
2	1.015	15.76	19.08	29.21	54.32	56.44	57.60	64.90	73.40	73.67	70.49	68.10	63.92	60.95	76.189	363	
3	1.014	16.00	18.28	26.15	51.14	53.00	54.60	64.13	72.38	70.81	69.43	65.31	64.33	58.56	98.539	469	
4	1.013	16.51	18.02	25.03	48.23	48.61	52.94	60.00	65.98	65.72	62.69	61.74	58.30	53.82	124.416	596	
5	1.015	16.40	16.96	24.40	45.00	46.63	50.88	55.59	61.90	60.68	59.56	57.77	56.32	50.55	139.102	665	
6	1.014	16.40	16.43	22.93	43.13	43.46	47.64	49.55	54.32	53.94	51.35	46.93	46.83	43.19	170.364	817	
7	1.015	15.73	15.90	20,68	40.81	40.87	42.87	46.64	52.47	50.08	48.09	44.04	44.78	42.07	215.495	103	
8	1.013	15.73	15.90	20.53	36.36	39.48	37.16	45.01	49.55	47.49	45.18	43.99	42.40	38.08	244.910	118	

Tablo: 5

DENEY BORUSU: B3

BORU DUVARINA VERİLEN ISI : $\dot{Q}_n = 40 \text{ W}$

No	Po (bar)	To (°C)	Tg (°C)	Tç (°C)	DUVAR SICAKLIKLARI (°C)										X/L →	\dot{V} (lt/dk)	Re
					0	0.11	0.22	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	1.0			
1	1.013	18.02	23.05	36.30	70.49	71.81	74.99	81.94	94.22	93.22	87.24	85.12	80.35	77.97	62.208	2957	
2	1.011	18.02	21.99	33.98	66.51	67.00	68.43	76.85	84.80	85.33	82.15	80.56	74.09	71.40	76.189	3631	
3	1.013	18.55	20.67	28.62	61.48	62.54	63.92	75.46	81.94	83.88	79.97	74.80	71.14	67.09	98.538	4695	
4	1.014	18.58	19.88	27.82	56.44	57.03	60.95	67.37	76.05	73.86	71.98	70.22	66.04	59.27	124.416	5963	
5	1.014	17.24	19.08	26.57	53.53	55.12	57.83	61.08	69.96	67.84	65.98	63.92	62.01	56.71	139.102	6658	
6	1.013	18.04	18.28	25.43	51.14	53.67	54.32	57.50	62.80	60.68	57.90	55.97	53.44	51.20	170.364	8177	
7	1.015	18.63	18.68	24.12	47.70	48.49	49.55	54.91	58.83	56.71	56.00	53.79	51.07	48.28	215.495	1038	
8	1.013	18.10	18.60	24.02	44.52	45.90	46.68	52.67	57.24	56.44	56.00	51.90	49.55	46.43	244.90	1182	

Tablo: 6

DENLİ BORUSU: B1^x

BORU DUVARINA VERİLEN ISI

 $\dot{Q}_T = 24 \text{ W}$

o	Po (bar)	To (°C)	Tg (°C)	Tç (°C)	DUVAR SICAKLIKLARI (°C)										X/L →	v̇ (lt/dk)	Re
					0	0.11	0.22	0.33	0.44	0.55	0.66	0.77	0.88	1.0			
1	1.015	15.90	17.22	31.27	66.25 39.75	79.23 47.96	92.75 54.06	100.43 58.30	105.73 66.25	107.0 67.31	106.0 65.71	96.99 63.60	82.94 60.42	67.57 56.18	62.208	2957	
2	1.014	15.90	17.22	26.50	66.25 37.10	78.44 42.40	91.42 47.70	98.31 52.47	103.35 60.42	106.0 60.95	104.67 58.83	95.40 57.77	81.62 55.38	66.25 50.35	76.189	3631	
3	1.015	16.69	18.02	25.70	64.92 37.71	76.85 40.28	89.57 44.25	97.25 47.70	100.70 55.60	103.0 57.77	100.7 55.65	92.75 53.79	79.50 51.94	63.60 48.23	98.539	4695	
4	1.013	16.69	17.75	23.85	60.68 31.80	73.93 37.10	87.45 41.07	95.13 45.31	98.05 52.20	100.7 52.73	96.99 52.47	90.10 50.35	76.85 47.70	60.95 45.31	124.416	5963	
5	1.015	15.90	17.49	23.85	57.77 29.15	68.90 35.77	82.15 38.42	90.10 42.40	93.81 47.70	95.40 48.76	92.75 47.95	84.80 45.84	71.55 45.05	57.77 42.40	139.102	6658	
6	1.014	15.37	16.43	21.20	55.00 28.35	67.57 31.80	81.09 34.45	90.10 37.63	92.22 42.40	92.75 42.93	90.10 43.19	82.94 41.87	70.49 39.75	56.18 37.10	170.364	8177	
7	1.015	14.04	15.90	20.14	52.73 26.50	66.25 31.27	79.50 33.39	89.57 35.77	91.42 38.69	92.22 39.22	88.77 37.89	80.82 36.57	68.37 35.24	54.30 32.86	215.495	10387	
8	1.013	14.04	15.90	20.67	50.35 25.70	60.42 29.41	74.20 31.80	82.68 34.45	86.92 37.10	88.77 37.10	85.33 37.63	78.97 35.77	65.72 34.18	52.44 31.27	244.90	11822	

Tablo: 7

Not: Üst değerler dış duvar sıcaklıklarıdır

KAYNAKLAR

1. Sadık KAKAÇ, Örneklerle Isı Transferi, (1980)
2. Mecit ÇİĞDEMOĞLU, Isı İletimi Prensipleri, (1980)
3. M.Ali YILMAZ, Isı Transferi, (1974)
4. Alpin Kemal DAĞSÖZ, Isı Geçişi, (1980)
5. Isı Bilimi ve Tekniği Bildirileri, (1981)
6. Teoman AYHAN, Sabit ısı akısı altında borular içerisindeki akış için yerel ve ortalama Nusselt sayılarının tayini için deneysel bir yöntem, Isı Bilimi ve Tekniği Dergisi, cilt 1 sayı 3, (1982)