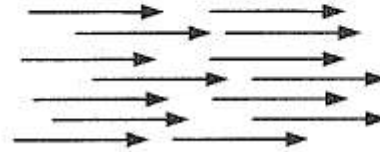


ISI TAŞINIMI

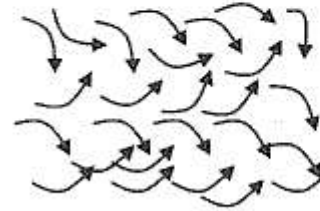
$$Q = h A (T_y - T_{\infty})$$

a) **Zorlanmış taşınım:** Basınç farkından yada vantilatör veya pompa vasıtasıyla meydana gelen akışa zorlanmış taşınım denir. Zorlanmış taşınım laminar yada türbülanslı olabilir. Bu akıştaki ısı taşınımına da **zorlanmış ısı taşınımı** denir.

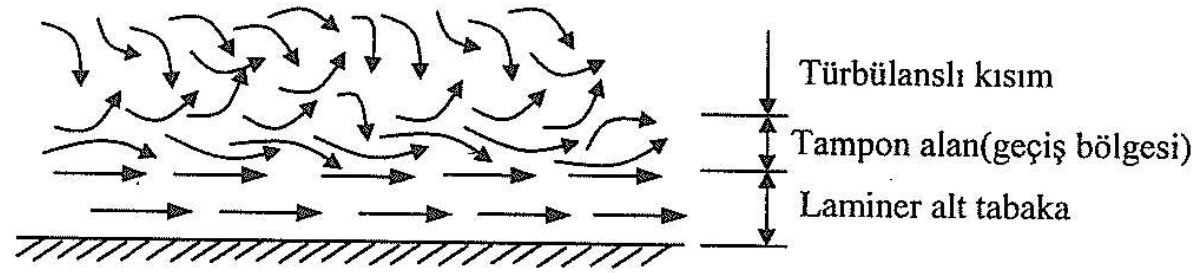
b) **Doğal taşınım:** Akışkan içindeki sıcaklık farkının meydana getirdiği, yoğunluk farkından dolayı oluşan akışa doğal taşınım denir. Doğal taşınım da laminar yada türbülanslı olabilir. Bu akıştaki ısı taşınımına da **doğal ısı taşınımı** denir.



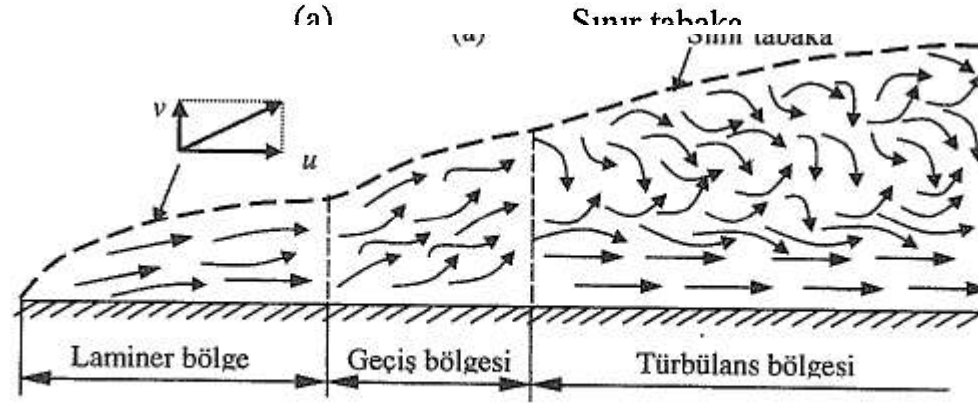
a) Laminer akış



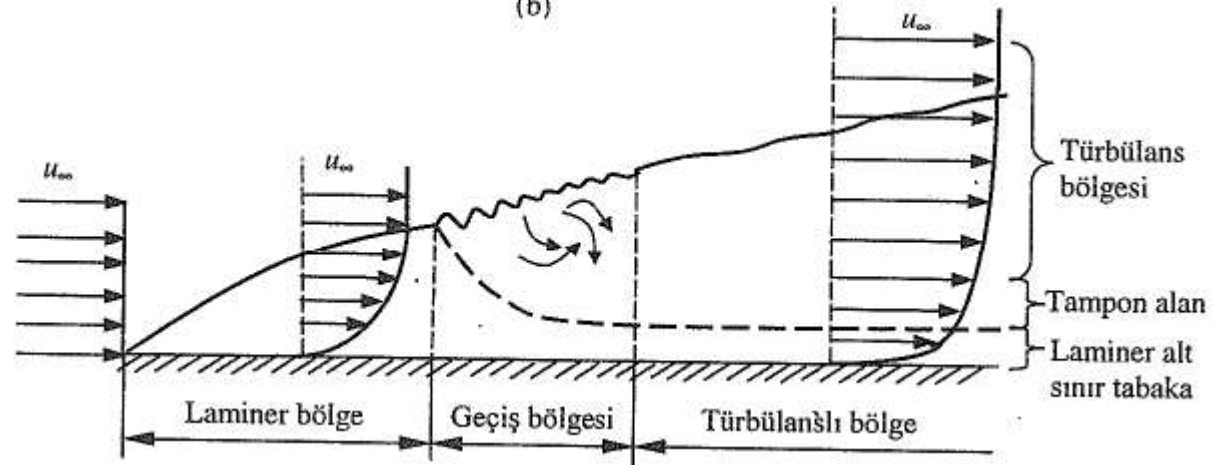
b) Türbülanslı akış



(a)



(b)



Levha üzerindeki akışta yerel *Reynolds* sayısı,

$$Re_x = \frac{u_\infty x}{\gamma} = \frac{\rho u_\infty x}{\mu} \quad Re_L = \frac{u_\infty L}{\gamma} \quad (4.1)$$

şeklinde hesaplanır. Burada; ρ yoğunluk, u_∞ ortalama hız, x karakteristik uzunluk μ dinamik viskozite ve γ kinematik viskozitedir. Karakteristik uzunluk x , levhanın başlangıcından itibaren hangi uzaklıktaki *Reynolds* sayısı hesaplanmak isteniyor ise o uzaklıktır. Buna yerel *Reynolds* sayısı denir ve levhanın başlangıcından sonuna kadar farklı değerlerdedir. Levhanın bitimindeki *Reynolds* sayısı $x=L$ konularak hesaplanır. *Reynolds* sayısı akışın laminar mı yoksa türbülanslı mı olduğunu belirtir. Laminerden türbülansa geçiş bölgesindeki *Reynolds* sayısına **Kritik Reynolds** sayısı denir. Levha üzerindeki akışta kritik *Reynolds* sayısı yüzey pürüzlüğüne bağlı olarak $5 \times 10^5 \div 3 \times 10^6$ aralığında değişir. Genel olarak,

$$Re_{kr} < 5 \times 10^5$$

ise akış laminar alınır.

$$Pr = \frac{\gamma}{\alpha} \quad Pr, \text{ Prandtl sayısı olup, kinematik viskozitenin } (\gamma), \text{ ısı yayılımına } (\alpha)$$

$$Nu = \frac{hL}{k} \quad (4.21)$$

Bu bağıntıda, h ısı taşınım katsayısı, L karakteristik uzunluk ve k akışkanın ısı iletim katsayısıdır. *Nusselt* sayısı *Reynolds* ve *Prandtl* sayılarının bir fonksiyonudur.

$$Nu = f(Re_L, Pr) \quad (4.22)$$

Enerji denkleminin çözümüne devam edilirse, **sabit yüzey sıcaklığı için**, levhanın başlangıcından itibaren x uzaklığındaki *Nusselts* sayısı için,

$$Nu_x = 0,332 Re_x^{1/2} Pr^{1/3} \quad (4.23)$$

bağıntısı bulunur. Bu bağıntıda, Nu_x yerel *Nusselt sayısı*, Re_x yerel *Reynolds sayısı* adını alır.Çünkü sadece x uzaklığındaki noktada geçerlidir, x uzaklığı değiştikçe bu sayılar değişir. Nu_x ve Re_x ; sayılarıda,

$$Nu_x = \frac{h_x x}{k} \quad (4.24)$$

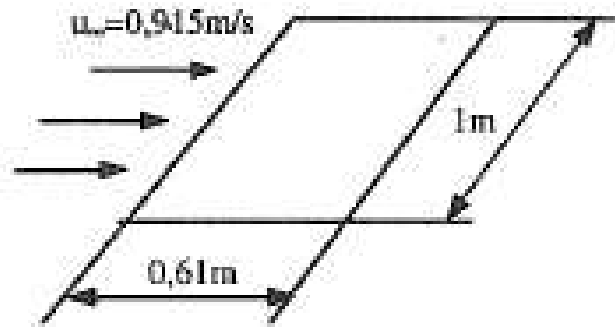
$$Re_x = \frac{u_\infty x}{\nu} \quad (4.25)$$

ÖRNEK 4.1

1 bar basınç ve $65,6^{\circ}\text{C}$ sıcaklığında hava $0,915 \text{ m/s}$ hızında $121,1^{\circ}\text{C}$ sıcaklığındaki $1 \times 0,61 \text{ m}$ boyutundaki levha üzerinden şekildeki gibi akmaktadır.

- a) $x = 0,61 \text{ m}$ uzaklığındaki yerel ısı taşınım katsayısını ve levha için ortalama ısı taşınım katsayısını hesaplayınız.
- b) Toplam ısı geçişi ne kadardır?
- c) $x = 0,61 \text{ m}$ uzaklığındaki sıcaklık sınır tabaka kalınlığı nedir?

Levha üzerindeki akış için aşağıdaki bağıntılar geçerlidir:



$$Re < 5 \times 10^5 \rightarrow Nu_x = 0,332 Re_x^{1/2} Pr^{1/3} \quad (1)$$

$$Re > 5 \times 10^5 \rightarrow Nu = 0,037 Re^{0,8} Pr^{1/3} \quad (2)$$

Hava	80°C	100°C
$\rho \text{ (kg/m}^3\text{)}$	0,999	0,9458
$\gamma \text{ (m}^2\text{/s)}$	$20,94 \cdot 10^{-6}$	$23,06 \cdot 10^{-6}$
$k \text{ (W/mK)}$	-0,031	-0,031
$c_p \text{ (J/kgK)}$	1009	1011

Çözüm:

Kabuller: 1.Sürekli rejim, 2.Işınım ihmal, 3.Özellikler sabit, 4.Levhanın ve havanın sıcaklıkları sabit.

$$a) \quad Re_f = \frac{u_{\infty} x}{\gamma_f} \quad T_f = \frac{T_{\infty} + T_s}{2} = \frac{65,6 + 121,1}{2} = 93,35^{\circ}\text{C}$$

Film sıcaklığı $93,35^{\circ}\text{C}$ için $\gamma_f = 22,35 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, $\rho = 0,963 \text{ kg/m}^3$, $c_p = 1010 \text{ J/kgK}$

$x = 0,61 \text{ m}$ için;

$$Re_f = \frac{0,915 \times 0,61}{22,35 \times 10^{-6}} = 2,5 \times 10^4$$

$Re_f = 2,5 \times 10^4 < 5 \times 10^5$ olduğundan akış laminardır 1'inci bağıntı geçerlidir.

$$Nu_x = 0,332 Re^{1/2} Pr^{1/3}$$

$$Pr = \frac{\gamma}{\alpha} = \frac{\gamma}{\frac{k}{\rho c_p}} = \frac{22,35 \times 10^{-6}}{\frac{0,031}{0,963 \times 1010}} = 0,70$$

$$Nu_x = 0,332x(2,5 \times 10^4)^{1/2} (0,70)^{1/3}$$

$$Nu_x = 46,43$$

$x=0,61$ m uzaklığındaki yerel ısı taşınım katsayısı,

$$Nu_x = \frac{h_x x}{k} \rightarrow h_x = \frac{Nu_x k}{x} = \frac{46,43 \times 0,031}{0,61} = 2,38 \text{ W/m}^2\text{K}$$

$$h_x = 2,38 \text{ W/m}^2\text{K}$$

dir. Levha için ortalama ısı taşınım katsayısı;

$$h = \bar{h} = 2h_x = 2 \times 2,38$$

$$h = 4,76 \text{ W/m}^2\text{K}$$

b) Levhadan havaya taşınım yolu ile geçen ısı miktarı;

$$Q = h A (T_y - T_\infty)$$

$$Q = 4,76 \times 1 \times 0,61 \times (121,1 - 65,6)$$

$$Q = 161,14 \text{ W}$$

c) Levha üzerinde laminar akışta ısıl sınır tabaka kalınlığını bulabilmek için önce hız sınır tabaka kalınlığının bulunması gerekir. $x = 0,61\text{m}$ mesafedeki laminar hız sınır tabaka kalınlığı;

$$\frac{\delta}{x} = \frac{4,64}{\sqrt{Re_x}} \rightarrow \frac{\delta}{0,61} = \frac{4,64}{\sqrt{2,5 \cdot 10^4}}$$

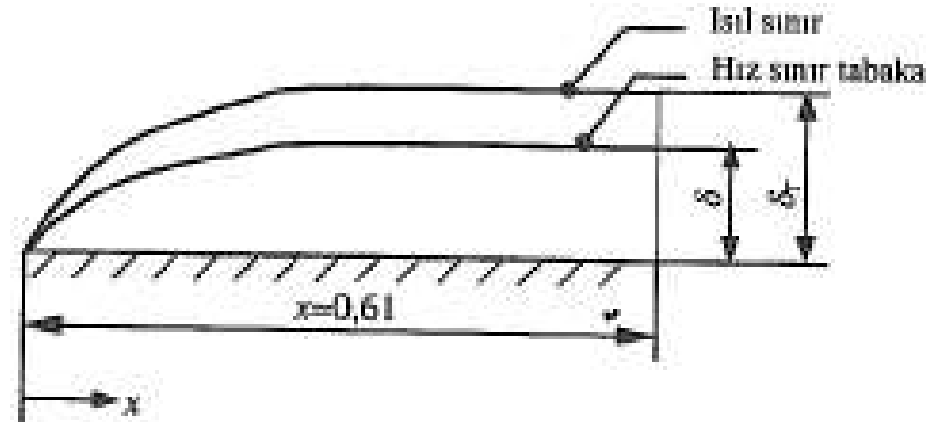
$$\delta = 0,0179 \text{ m} \approx 1,8 \text{ mm}$$

dir. Isıl sınır tabaka kalınlığı;

$$\frac{\delta_T}{\delta} = \frac{0,977}{Pr^{1/3}}$$

$$\frac{\delta_T}{0,0179} = \frac{0,977}{0,70^{1/3}}$$

$$\delta_T = 0,0196 \text{ m} \approx 2 \text{ mm}$$



ÖRNEK 4.3

2 bar basınçta ve 200°C sıcaklığındaki hava 2,54 cm çapında bir boruda ısıtılmaktadır. Hava akış hızı 10 m/s dir. Boru boyunca yüzey sıcaklığı hava sıcaklığının daima 20°C üzerindedir. Borunun 10'uncu cm sindeki ortalama hava sıcaklığı ne olur?

Çözüm:

Kabuller:

1.Devamlı rejim, 2.Özellikler sabit, 3.Kinetik ve potansiyel enerjiler sabit, 4. İdeal gaz.

200 °C taki hava için Ek4'den; $Pr = 0,681$, $\mu = 2,57 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$, $k = 0,0386 \text{ W/mK}$, $c_p = 1,025 \text{ kJ/kgK}$, $R = 287 \text{ J/kgK}$

İdeal gaz denkleminde 2 bar basınçtaki havanın özgül kütlesi,

$$\rho = \frac{P}{RT} = \frac{2 \times 1,0132 \times 10^5}{287 \times (200 + 273)} \rightarrow \rho = 1,493 \text{ kg/m}^3$$

Reynolds sayısı, denk.(4.48) den $\gamma = \mu/\rho$ olduğu dikkate alınırsa,

$$Re_D = \frac{\rho u D}{\mu} = \frac{1,493 \times 10 \times 0,0254}{2,57 \times 10^{-5}} = 14756$$

dir. $Re_D=14756>2320$ olduğundan akış türbülanslıdır. Denklem (4.56) kullanılabilir.

$$Nu_D = 0,023 Re_D^{0,8} Pr^{0,4}$$

$$Nu_D = 0,023 \times (14756)^{0,8} \times (0,681)^{0,4} = 42,67$$

Buradan da ısı taşınım katsayısı,

$$Nu_D = \frac{hd}{k} \rightarrow h = \frac{kNu_D}{d} = \frac{0,0386 \times 42,67}{0,0254}$$

$$h = 64,85 \text{ W/m}^2\text{K}$$

olarak bulunur. Geçen ısı miktarı,

$$Q = h\pi dL(T_y - T_a)$$

$$Q = 64,85 \times \pi \times 0,0254 \times 0,10 \times 20$$

$$Q = 10,35 \text{ W}$$

bulunur. Bu ısı miktarı havanın ısınmasına neden olduğundan Hava sıcaklığındaki artış miktarı,

$$Q = m \cdot c_{p_h} \cdot \Delta T$$

$$Q = \rho u \frac{\pi d^2}{4} c_{p_h} \Delta T$$

$$10,35 = 1,493 \times 10 \frac{\pi (0,0254)^2}{4} 1025 \times \Delta T$$

$$\Delta T = 1,335 \text{ } ^\circ\text{C}$$

bulunur. 10. cm deki sıcaklığı;

$$T_{10cm} = T_g + \Delta T = 200 + 1,335 = 201,335 \text{ } ^\circ\text{C}$$

$$T_{10cm} = 201,335 \text{ } ^\circ\text{C}$$

ÖRNEK 4.4

40 °C ortalama sıcaklığındaki su, 2 cm çapında ve 10 m uzunluğundaki bir boru içinden 0,3124 kg/s debisinde akmaktadır. Boru iç yüzey sıcaklığının 60°C 'ta sabit kaldığını ve sıcaklık ve hız profillerinin tam gelişmiş olduğunu kabul ederek suya olan ısı geçişini ve suyun basınç kaybını hesaplayınız.

Verilenler:

40 °C 'deki su için Ek3'den; $\rho = 994,6 \text{ kg / m}^3$, $\gamma = 0,658 \times 10^{-6} \text{ m}^2/\text{s}$, $c_p = 4,178 \text{ kJ/kgK}$, $k = 0,628 \text{ W/mK}$ dir. Boru içindeki akışta ısı geçişi ve sürtünme faktörü için aşağıdaki bağıntılar verilmiştir.

$$\text{Re} < 2300 \quad \text{için ;} \quad Nu = 3,66 \quad \text{ve} \quad f = \frac{64}{\text{Re}}$$

$$\text{Re} > 10000 \text{ ve } \frac{L}{d} > 60 \text{ için; } Nu = 0,023 Re^{0,8} Pr^{0,4} \quad \text{ve} \quad \frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \text{Log}(\text{Re} \sqrt{f}) - 0,8$$

$$\text{Her iki haldeki basınç kaybı için; } \Delta P = f \frac{L}{d} \frac{\rho u^2}{2}$$

Çözüm:

Kabuller: 1.Devamlı rejim, 2.Özellikler sabit, 3.Kinetik ve potansiyel enerjiler sabit.

$$\dot{m} = \rho u A \rightarrow u = \frac{\dot{m}}{\rho A} = \frac{0,3124}{994,6 \times \frac{\pi (0,02)^2}{4}} \cong 1,0 \text{ m/s}$$

$$Re_D = \frac{uD}{\gamma} = \frac{1 \times 0,02}{0,658 \times 10^{-4}} = 30395$$

$$Re_D = 30395 > 10000 \text{ ve } \frac{L}{d} = \frac{10}{0,02} = 500 > 60 \text{ olduğundan,}$$

$$Nu_D = 0,023 Re_D^{0,8} Pr^{0,4}$$

bağıntısı geçerlidir. Suyun Prandtl sayısı Ek3' den alınabildiği gibi verilenlerden aşağıdaki gibide hesaplanabilir.

$$Pr = \frac{\gamma}{\alpha} = \frac{\gamma}{\frac{k}{\rho c_p}} = \frac{\gamma \rho c_p}{k} = \frac{0,658 \times 10^{-3} \times 994,6 \times 4178}{0,628} = 4,35$$

$$Nu_D = 0,023 \times (30395)^{0,8} \times (4,35)^{0,4} = 159,72$$

$$Nu_D = \frac{hd}{k} \rightarrow h = \frac{Nu_D k}{d} = \frac{159,72 \times 0,628}{0,02}$$

$$h = 5015,2 \text{ W/m}^2\text{K}$$

bulunur. Geçen ısı miktarı,

$$Q = hA(T_f - T_a) = h\pi dL(T_f - T_a) = 5015,2 \times \pi \times 0,02 \times 10 \times (60 - 40)$$

$$Q = 63020 \text{ W}$$

olur. Sürtünme faktörü için de 2. Bağntı geçerli olacağından;

$$\frac{1}{\sqrt{f}} = 2 \log(30395 \sqrt{f}) - 0,8$$

olur. Değerler verilerek deneme yanılma yolu ile sürtünme katsayısı,

$$f = 0,023$$

bulunur. Borudaki basınç kaybı;

$$\Delta P = f \frac{L}{d} \frac{\rho u^2}{2} = 0,023 \times \frac{10}{0,02} \times \frac{994,6 \times 1^3}{2}$$

$$\Delta P = 5718,95 \text{ Pa}$$

olur.

ÖRNEK 4.5

Boru cidarı içerisine elektrik ısıtıcısı yerleştirilerek, boru içine 20°C sıcaklığında giren $0,1 \text{ kg/s}$ debisindeki suyun sıcaklığı 60°C 'ta çıkarılmak isteniyor. Borunun iç çapı 20 mm ve dış çapı 40 mm dir. Boru dış yüzeyi tam yalıtılmıştır. Boru cidarı içindeki elektrik ısıtıcı, yayılı (üniform) olarak $\dot{q} = 10^6 \text{ W/m}^3$ ısı enerjisi üretmektedir.

a) Boru boyu ne kadar olmalıdır?

b) Boru çıkışındaki iç yüzey sıcaklığı $T_w = 70^{\circ}\text{C}$ olması halinde boru çıkışındaki yerel ısı taşınım katsayısı ne olmalıdır?

Çözüm:

Kabuller: 1.Devamlı rejim, 2.Yayılı ısı akısı, 3.Potansiyel ve kinetik enerji ihmal,
4.Özellikler sabit, 5.Dış yüzey tam yalıtılmış

Verilenler:

$$D_i = 20 \text{ mm}$$

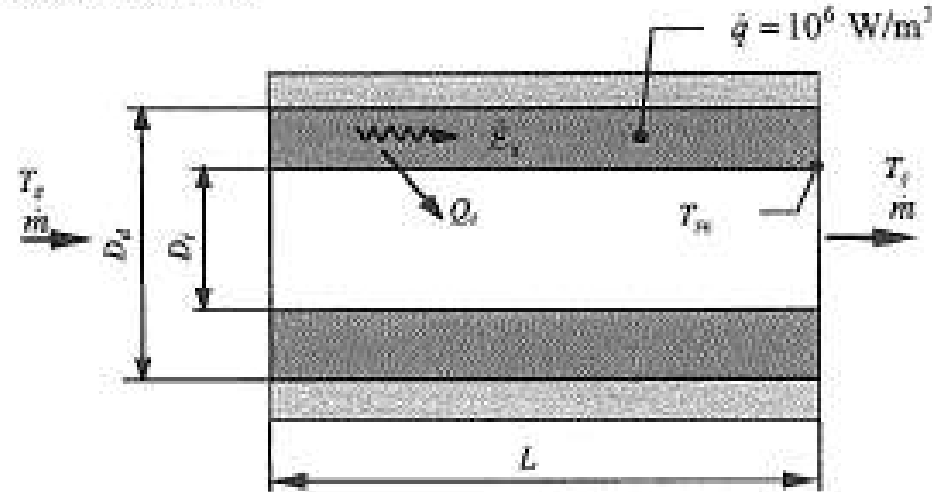
$$D_o = 40 \text{ mm}$$

$$T_i = 20^{\circ}\text{C}$$

$$T_o = 60^{\circ}\text{C}$$

$$\dot{m} = 0,1 \text{ kg/s}$$

$$T_w = 70^{\circ}\text{C}$$



$$T_w = \frac{T_i + T_o}{2} = \frac{20 + 60}{2} = 40^{\circ}\text{C} = 313\text{K} \text{ için suyun } c_p = 4,179 \text{ kJ/kgK} \text{ dir.}$$

a) Yapılan kabullere göre enerji dengesi yazılırsa, taşınım ile akışkana geçen ısı, elektrik ile üretilen ısıya eşit olacaktır.

$$\dot{E}_d = Q_r$$

$$\dot{E}_r = \dot{q}V = \dot{q}\frac{\pi}{4}(D_d^2 - D_i^2)L$$

Denklem (4.78)'den, akışkanın enerjisindeki değişim,

$$Q = \dot{m}c_p(T_r - T_i)$$

ve bu iki denklemden boru boyu;

$$\dot{q}\frac{\pi}{4}(D_d^2 - D_i^2)L = \dot{m}c_p(T_r - T_i)$$

$$L = \frac{4\dot{m}c_p}{\pi(D_d^2 - D_i^2)\dot{q}}(T_r - T_i) = \frac{4 \times 0,1 \times 4179}{\pi(0,04^2 - 0,02^2) \times 10^6} (60 - 20)$$

$$L = 17,7 \text{ m}$$

b) Isı akısı için *Newton*'un soğuma kanunu çıkış şartlarında yazılırsa;

$$q = h_r (T_y - T_x)$$

olur. Yayılı enerji üretiminden sabit ısı akısı,

$$q = \frac{\dot{E}_q}{\pi D_i L} = \dot{q} \frac{D_o^2 - D_i^2}{\pi D_i}$$

$$q = \frac{10^6 (0,04^2 - 0,02^2)}{4 \times 0,02} = 1,5 \times 10^4 \text{ W/m}^2$$

ve buradan boru çıkışındaki yerel ısı taşınım katsayısı;

$$h_r = \frac{q}{T_y - T_x} = \frac{1,5 \times 10^4}{70 - 60}$$

$$h_r = 1500 \text{ W/m}^2\text{K}$$

bulunur.

Çizelge 4.5 *Boru içi akışın bazı hesapları için deneyler ve sonuçlar.*

	Larvinla akış	Şartlar
1	$\delta = 3.46 Re^{-1/2}$	Laminar, T_f , Hızın ortası tabaka
	$f = 2.0(32.8 Re^{-1/2})$, $\Delta P = f \rho u_m^2 L / 2D$	Laminar, dairesel kesitli boru ve kanalı
2	$Re_D = 0.332 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}$	Laminar, T_f , $0.5 \leq Pr \leq 50$
3	$h_f = (0.777 k / Pr)^{1/2}$	Laminar, yanal, T_f , hızın ortası tabaka
4	$Re_D = 0.664 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}$	Laminar, ortalaması, T_f , $Pr \geq 0.5$
5	$Re_D = 0.453 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}$	Laminar, yanal, sabit hız akışı
6	$Re_D = 0.906 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}$	Laminar, ortalaması, sabit hız akışı
7	$Re_D = (0.677 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}) / [1 + (0.0468 / Pr)^{1/4} Pr^{1/4}]$	Laminar, ortalaması, $(Re_D Pr) \geq 100$
8	$Re_D = (0.677 Re_D^{1/2} Pr^{1/3}) / [1 + (0.0205 / Pr)^{1/4} Pr^{1/4}]$	Laminar, ortalaması, sabit hız akışı
9	$h_f = 0.884 k Re_D^{-1/2}$	Turbülanslı, yanal, T_f , $Re_D \leq 10^5$
10	$Re_D = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^{1/4}$	Ölçeklenmiş turbülanslı, $Pr \geq 0.7$
11	$Re_D = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^{1/4}$	Turbülanslı, yanal, T_f , $Re_D \leq 10^5$, $0.6 \leq Pr \leq 60$
12	$Re_D = (0.023 Re_D^{0.8} - 87) / Pr^{1/4}$	Turbülanslı, ortalaması, T_f , $Re_D \leq 10^5$, $0.6 \leq Pr \leq 200$
13	$Re_D = 0.015 Re_D^{0.8} Pr^{1/4}$	Turbülanslı, ortalaması, sabit hız akışı
Boru içinde akış		
14	$f = 64 / Re_D$	Laminar, tam gelişmiş, $Re_D \leq 2300$
15	$\Delta P = f L \rho u_m^2 / 2D$	Laminar ve turbülanslı halde basınç kaybı
16	$Re_D = 3.60$	Laminar, tam gelişmiş, $T_f = \text{sabit}$, $Pr \leq 0.6$
17	$Re_D = 4.36$	Laminar, tam gelişmiş, $q = \text{sabit}$, $Pr \geq 0.6$
18	$Re_D = 3.66 + \frac{0.668 Re_D / (D / L) Pr^{1/4}}{1 + 0.64 [(D / L) Re_D Pr^{1/4}]^{1/4}}$	Laminar, tam gelişmiş, giris kısmı, $T_f = \text{sabit}$, $Pr \leq 0.6$
19	$f = 0.316 Re_D^{-1/4}$	Turbülanslı, Tam Gelişim, $2300 < Re_D < 10^4$
20	$f = 0.184 Re_D^{-1/4}$	Turbülanslı, tam gelişmiş, $Re_D > 2 \times 10^4$
21	$Re_D = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^{1/4}$	Turb. tam gelişmiş, $0.6 \leq Pr \leq 160$, $Re_D \geq 10000$, $L/D \geq 10$, $T_f = T_s$ için $0.5 \leq T_s / T_b \leq 0.4$
22	$Re_D = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^{1/4}$	Turb. tam gelişmiş, $0.6 \leq Pr \leq 160$, $2300 < Re_D < 10^4$, $L/D \geq 10$
23	$Re_D = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^{1/4} (1 + 0.5(D / L)^{1/4} Re_D^{-1/4} Pr^{1/4})$	Turbülanslı, tam gelişmiş, hız gelişimini
24	$Re_D = 0.023 Re_D^{0.8} Pr^{1/4} (\mu / \mu_s)^{0.14}$	Turbülanslı, tam gelişmiş, $Re_D \geq 10000$, $0.7 \leq Pr \leq 16700$, $L/D \geq 10$
Boru dışındaki boru içi akış		
25	$Re_D = C Re_D^{0.8} Pr^{1/4}$	Ortalama, T_f , $0.4 < Re_D < 10^5$, $Pr \geq 0.7$, $k_f \geq 4.5$
26	$Re_D = C_1 Re_{D,max}^{0.8} Pr^{1/4}$	Boru dışındaki, ortalaması, T_f , $Re_D \leq 10$, $Pr \leq 0.7$, $2000 < Re_{D,max} < 10^5$, C_1 ve C_2 Çizelge 4.2'de
27	$Re_D = C Re_{D,max}^{0.8} Pr^{1/4} (Pr / Pr_s)^{0.4}$	Boru dışındaki, ortalaması, T_f , $Re_D \geq 20$, $1000 < Re_{D,max} < 10^5$, $0.7 < Pr < 1000$, $q_s \geq 4.5$
28	$Re_D = C_2 Re_{D,max}^{0.8} Pr^{1/4}$	Boru dışındaki, ortalaması, T_f , $Re_D \leq 10$, $1000 < Re_{D,max} < 10^5$, $0.7 < Pr < 1000$, $q_s \geq 4.5$
Küresel akış		
29	$Re_D = 2 + (0.4 Re_D^{1/2} + 0.06 Re_D^{1/3}) Pr^{0.4} (\mu / \mu_s)^{1/4}$	Ortalama, T_f , $3.3 < Re_D < 10^5$, $0.7 \leq Pr < 380$, $1.0 < (\mu / \mu_s) < 3.2$

Hıza göre tanımlanan **hidrolik çap** (D_h):

$$D_h = \frac{4A_c}{\zeta} \quad \text{Hidrolik çap} = \frac{4 \times \text{kesit alanı}}{\text{çevre uzunluğu}} \quad (4.65)$$

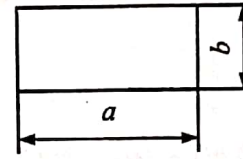
Burada; A_c Akışkanın aktığı kesit alan, ζ akışkanın aktığı kesitteki çevrenin uzunluğudur.

ÖRNEK

a) Akışkan dikdörtgen kesitli bir kanaldan akıyorsa hidrolik çapı;

$$D_h = \frac{4A_c}{\zeta} = \frac{4ab}{2a+2b}$$

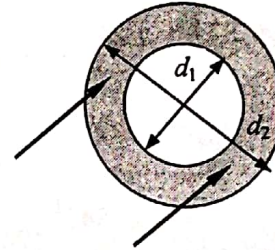
$$D_h = \frac{2ab}{a+b}$$



b) Akışkan iç içe iki boru arasından akıyorsa;

$$D_h = \frac{4 \left(\pi \frac{d_2^2}{4} - \pi \frac{d_1^2}{4} \right)}{\pi d_1 + \pi d_2} = \frac{d_2^2 - d_1^2}{d_1 + d_2}$$

$$D_h = d_2 - d_1$$

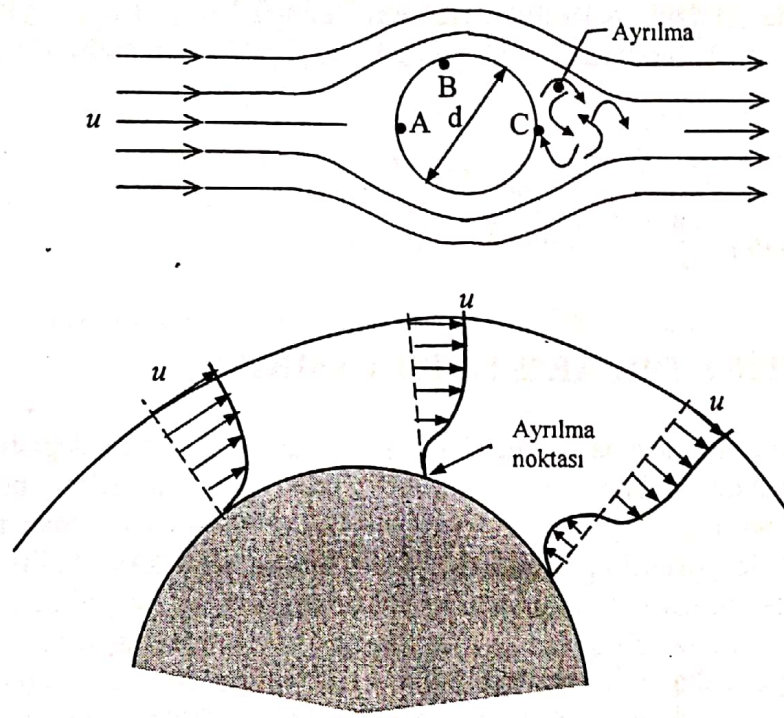


4.4 BORU DIŞINDAKİ AKIŞTA ISI TAŞINIMI

Boru üzerinde boruya dik akışta (çapraz akış) hız dağılımları Şekil (4.12)'de gösterilmiştir. Şekil (4.11)'de durma noktası A 'da hız sıfırdır, basınç en yüksek değerindedir. AB kısmında hız artar basınç azalır, BC' de hız azalır, basınç artar. C' de geri dönüş bölgesi ve girdap hareketleri başlar. Boru dışındaki akışta Reynolds sayısı,

$$Re_D = \frac{uD}{\nu} = \frac{\rho u D}{\mu} \quad (4.66)$$

bağıntısı ile hesaplanır. Burada u boruya dik akıştaki akışkan hızı, D boru dış çapıdır. Boru dışında boruya dik akışta $Re_{kr} > 2 \times 10^5$ ise akış türbülanslıdır.



Şekil 4.12. Boru üzerinde çapraz akışta hız dağılımları.

Hilpert boru üzerindeki çapraz akışta deneysel olarak ortalama Nusselt sayısı için

$$\bar{Nu}_D = \frac{\bar{h}D}{k} = C Re_D^m Pr^{1/3} \quad (4.67)$$

bağıntısını vermiştir. Burada C ve m sabitleri Çizelge 4.1'de verilmiştir. Bu bağıntı dairesel kesit olmak üzere hem gazlar, hem de sıvılar için kullanılabilir. Bu bağıntıdaki fiziksel özellikler film sıcaklığında alınmalıdır. Fand boruya dik akışta sadece sıvılar için daha basit olarak $1 < Re < 10^5$ aralığında,

$$\bar{Nu}_D = (0,35 + 0,56 Re_D^{0,52}) Pr^{0,3} \quad (4.68a)$$

bağıntısını verir. Bu bağıntıda fiziksel özellikler film sıcaklığındadır.

Çizelge 4.1 Denklem 4.67 'nin C ve m değerleri.

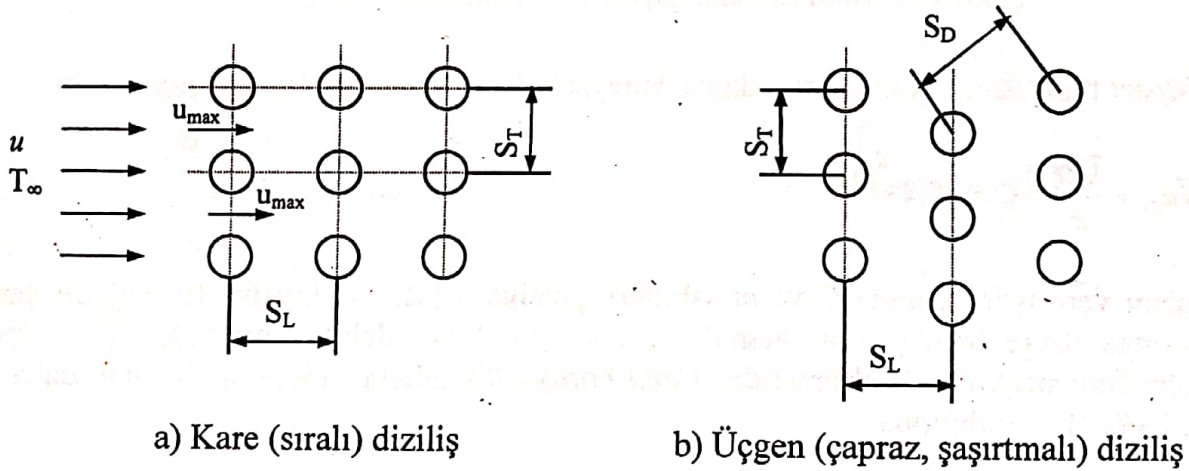
Re_D	C	m
0,4 - 4	0,989	0,330
4 - 40	0,911	0,385
40 - 4000	0,683	0,466
4000 - 40000	0,093	0,618
40000 - 400000	0,027	0,805

Diğer bir bağıntıda ortalama Nusselts sayısı için $RePr > 0,2$ olmak koşuluyla boruya dik akışta Churchill ve Benstein tarafından aşağıdaki gibi verilmiştir. Bu bağıntıda da özellikler film sıcaklığındadır.

$$Nu = 0,3 + \frac{0,62 Re^{1/2} Pr^{1/3}}{\left[1 + (0,4 Pr)^{2/3}\right]^{0,25}} \left[1 + \left(\frac{Re}{28200}\right)^{5/8}\right]^{0,8} \quad (4.68b)$$

4.5 BORU DEMETİNE DİK AKIŞTA ISI TAŞINIMI

Sıcak ve soğuk akışkan arasında ısı geçişini sağlayan düzeneklere ısı değiştiricisi denilir. Birçok ısı değiştiricilerinde bir boru yerine birçok borudan meydana gelmiş boru demetleri kullanılır. Çünkü bir borudan sağlanan ısı güç çoğu zaman yeterli olmamaktadır. Boru demetleri Şekil (4.13) de gösterildiği gibi, diziliş şekillerine göre kare diziliş (sıralı) yada üçgen diziliş (şaşırtmalı) olarak tertiplenmektedir. Bu dizilişlerde S_L akış yönündeki boru sıra aralığı, S_T akışa dik boru sıra aralığıdır. Diziliş şekillerine göre ısı taşınım katsayısı farklı olup, şaşırtmalı dizilişte daha iyidir. Çünkü her sırada boruya dik akış sağlanmış oluyor. Şaşırtmalı dizilişte boru sırası daha sık yerleştirilebilmektedir. Buda aynı ısı kapasite için daha küçük boru demetinin yapılmasını sağlar.



Şekil 4.13 Boru demetlerine dik

Boru demetine dik (çapraz) akışta boru dış çapı D olmak üzere borular arasındaki maksimum hız (u_{max}) ve borular arasındaki Reynolds sayısı ($Re_{D,max}$),

$$u_{max} = u \frac{S_T}{S_T - D} \quad , \quad Re_{D,max} = \frac{u_{max} D}{\nu} \quad / \quad u_{max} = \frac{S_T}{2(S_D - D)} \quad (4.69)$$

Kare

gibi hesaplanır. Boru sıralarındaki ısı taşınım katsayıları farklı olduğundan genellikle boru demetinin tamamını kapsayan ortalama bir ısı taşınım katsayısının bilinmesi istenir. Grimson 10 ve daha fazla boru sıra sayısı için,

$$\bar{Nu}_D = C Re_{D,max}^m Pr^{1/3} \quad (4.70)$$

bağıntısını vermiştir. Bu bağıntıdaki C ve m değerleri Çizelge 4.2'de sıralı ve şaşırtmalı boru diziliş şekilleri için verilmiştir. Bu bağıntı $2000 < Re_{D,max} < 40000$ aralığı ve boru sıra sayısı $N_L \geq 10$ için geçerlidir.

Çizelge 4.2 Boru demetine dik akışta denklem 4.70 'in sabitlerinin değerleri.

S_L / D	S_T / D									
	1,25		1,5		2,0		3,0			
	C	m	C	m	C	m	C	m		
Düz sıralı düzenleme										
1,25	0,386	0,592	0,305	0,608	0,111	0,704	0,0703	0,752		
1,5	0,407	0,586	0,278	0,620	0,112	0,702	0,0753	0,744		
2,0	0,464	0,570	0,332	0,602	0,254	0,632	0,220	0,648		
2,0	0,322	0,601	0,396	0,584	0,415	0,581	0,317	0,608		
Çapraz sıralı düzenleme										
0,6	..	..	..	..	..	..	0,236	0,636		
0,9	..	..	..	..	0,495	0,571	0,445	0,581		
1,0	..	..	0,552	0,558						
1,125	..	..	..	..	0,531	0,565	0,575	0,560		
1,25	0,575	0,556	0,561	0,554	0,576	0,556	0,579	0,562		
1,5	0,501	0,568	0,511	0,562	0,502	0,568	0,542	0,568		
2,0	0,448	0,572	0,462	0,568	0,535	0,556	0,498	0,570		
3,0	0,344	0,592	0,395	0,580	0,488	0,562	0,467	0,574		
Boru sıra sayısı 10'dan az ise $\ll h \gg$ film katsayısı aşağıdaki değerler ile çarpılmalıdır.										
Akışa dik boru sayısı	1	2	3	4	5	6	7	8	9	10
Düz sıralı	0,68	0,75	0,83	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99	1,0
Çapraz sıralı	0,64	0,80	0,87	0,90	0,92	0,94	0,96	0,98	0,99	1,0

Boru sıra sayısı, boru demetindeki akış yönündeki boru sıralarının sayısıdır. Denklem 4.70 'deki fiziksel özellikler ortalama film sıcaklığındadır. Boru demetine dik akışta ilk borudaki ısı taşınım katsayısı çapraz akıştaki tek borudaki katsayıya yaklaşık eşittir. İlk bir iki sıradaki akış daha sonraki sıralar için geçerli olan yerel türbülanslar meydana getirdiğinden, iç sıralardaki boruların ısı taşınım katsayıları daha büyüktür. Bu durum dördüncü ya da beşinci

sıradan sonra pek değişmez. Bu yüzden boru sıra sayısı 10'dan küçük ($N_L < 10$) ise Grimson'un verdiği 4.70 bağıntısı Çizelge 4.2'nin alt kısmında verilen düzeltme katsayısı ile çarpılmalıdır.

Boru demetine dik akışta daha sonra yapılan deneysel çalışmalarda, *Zhukauskas* daha geniş *Reynolds* sayısı aralığı için şu bağıntıyı vermiştir.

$$\bar{Nu}_D = C Re_{D_{max}}^m Pr^{0,36} \left(\frac{Pr}{Pr_y} \right)^{1/4} \quad (4.71)$$

Bu bağıntı boru sıra sayısı $N_L \geq 20$, $0,7 < Pr < 500$ ve $1000 < Re_{D_{max}} < 2 \times 10^6$ aralığı için geçerlidir. Özellikler Pr_y hariç akışkanının giriş ve çıkış sıcaklıklarının aritmetik ortalamasında, Pr_y ise yüzey sıcaklığında alınmalıdır. Bu bağıntıdaki C ve m sabitleri Çizelge 4.3'de verilmiştir. Eğer $N_L < 20$ ise denk. 4.71 C_1 katsayısı ile çarpılmalıdır.

$$\bar{Nu}_{D(N_L < 20)} = C_1 \bar{Nu}_D \quad (4.72)$$

Burada C_1 Çizelge 4.4'den alınan düzeltme katsayısıdır.

Çizelge 4.3 Boru demetine dik akışta denklem (4.71)'in sabitleri.

Boruların Tertiplenmesi	$Re_{D_{max}}$	C	m
Sıralı	$10-10^2$	0,80	0,40
Şaşırtmalı	$10-10^2$	0,90	0,40
Sıralı ($S_T/S_L < 0,7$)	$10^3-2 \times 10^5$	0,27	0,63
Şaşırtmalı ($S_T/S_L < 2$)	$10^3-2 \times 10^5$	$0,35(S_T/S_L)^{1/5}$	0,60
Şaşırtmalı ($S_T/S_L > 2$)	$10^3-2 \times 10^5$	0,40	0,60
Sıralı	$2 \times 10^5-2 \times 10^6$	0,021	0,84
Şaşırtmalı	$2 \times 10^5-2 \times 10^6$	0,022	0,84

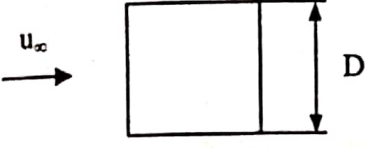
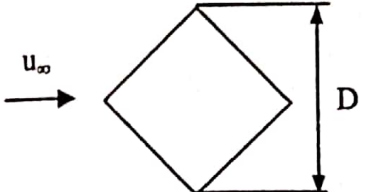
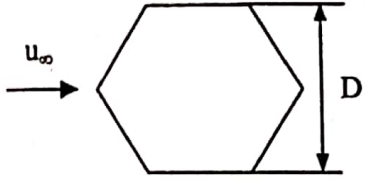
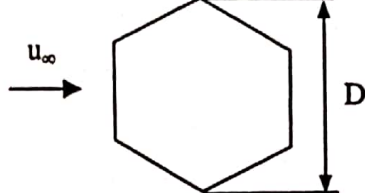
Çizelge 4.4 Denklem (4.72)'nin C_1 sabiti.

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13	16
Sıralı	0,70	0,80	0,86	0,90	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99
Şaşırtmalı	0,64	0,76	0,84	0,89	0,92	0,95	0,97	0,98	0,99

4.5.1 Daire kesiti olmayan parçalar üzerine dik akışta ısı taşınımı

Dairesel kesitli olmayan parçalar üzerine dik akış için gerekli bağıntılar ve karakteristik boyut Çizelge 4.5 de verilmiştir. Zukauskas tarafından verilen bu çizelge gaz akışkanlar için geçerlidir.

Çizelge 4.5 Bir gazın dairesel kesitli olmayan parçalar üzerine çapraz akışı için bağıntılar.

Geometri	Geçerli aralık	Bağıntı
	$5000 < Re < 100000$	$Nu = 0,102 Re^{0,675} Pr^{1/3}$
	$5000 < Re < 100000$	$Nu = 0,246 Re^{0,588} Pr^{1/3}$
	$5000 < Re < 100000$	$Nu = 0,153 Re^{0,638} Pr^{1/3}$
	$5000 < Re < 19500$ $19500 < Re < 100000$	$Nu = 0,160 Re^{0,638} Pr^{1/3}$ $Nu = 0,0385 Re^{0,782} Pr^{1/3}$

4.6 KÜRE ÜZERİNE AKIŞTA ISI TAŞINIMI

Çeşitli deneysel bağıntılar önerilmiş olup, *Whitaker*'in önerdiği bağıntı,

$$\bar{Nu}_D = 2 + (0,4 Re_D^{1/2} + 0,06 Re_D^{2/3}) Pr^{0,4} \left(\frac{\mu}{\mu_y} \right)^{1/4} \quad (4.73)$$

şeklindedir. Bu bağıntı $0,71 < Pr < 380$, $3,5 < Re < 7,6 \times 10^4$ ve $1,0 < (\mu/\mu_y) < 3,2$ aralıklarında geçerlidir. μ_y yüzey sıcaklığında, diğer bütün özellikler film sıcaklığındadır.

Dairesel kesitli olmayan parçalar üzerine dik akış için gerekli bağıntılar ve karakteristik boyut Çizelge 4.5 de verilmiştir.

4.7 BASINÇ KAYIPLARI

Akışkan herhangi bir yerden akarken viskoz ve sürtünme kuvvetlerinden dolayı bir basınç kaybına uğrar. Zorlanmış taşınımında bu basınç kaybının pompa, vantilatör ve kompresör gibi cihazlar ile karşılanması gerekir. Aksi halde akış hızı yavaşlar ve debi azalır. Bu yüzden sistemdeki basınç kaybının bilinmesi gerekir.

4.7.1 Düz levhada akış

Düz levhadaki akışta basınç kaybı,

$$\Delta P = f \frac{u_m^2}{2} \rho \quad (4.74)$$

bağıntısı ile hesaplanır. Burada ΔP basınç kaybı (Pa), f sürtünme katsayısı, u_m akışkan hızı (m/s) ve ρ akışkanın özgül kütesidir (kg/m³). Sürtünme katsayısı f ,

$$f_s = 0,664 Re_L^{-0,5} \quad (Re < 5 \times 10^5, \text{ laminar, yerel})$$

$$f_m = 1,328 Re_L^{-0,5} \quad (Re < 5 \times 10^5, \text{ laminar, ortalama})$$

$$f_s = 0,0592 Re_s^{-0,2} \quad (Re > 5 \times 10^5, \text{ türbülanslı, yerel})$$

$$f_m = 0,074 Re_L^{-0,2} \quad (Re > 5 \times 10^5, \text{ türbülanslı ortalama})$$

4.7.2 Boru içinde akış

Boru içindeki akışta basınç kaybı,

$$\Delta P = f \frac{L}{D} \frac{u^2}{2} \rho \quad (4.75)$$

bağıntısı ile hesaplanır. Burada ΔP basınç kaybı (Pa), L boru boyu (m), D boru iç çapı (m), u boru içindeki ortalama akışkan hızı (m/s), ve ρ akışkanın özgül kütesidir (kg/m³) dir. f sürtünme katsayısı akışın yapısına göre aşağıdaki bağıntılardan hesaplanır;

$$\text{Laminer akış halinde } (Re < 2300) \text{ için: } f = \frac{64}{Re} \quad (4.75a)$$

$$\text{Tam gelişmiş akım halinde } Re_D \leq 2 \times 10^4 \text{ için: } f = 0,316 Re_D^{-1/4} \quad (4.75b)$$

$$\text{Tam gelişmiş akım halinde } Re_D \geq 2 \times 10^4 \text{ için: } f = 0,184 Re_D^{-0,2} \quad (4.75c)$$

Boru içindeki akışta pompanın teorik gücü W_{pom} ;

$$W_{pom} = \frac{m \Delta P}{\rho} \quad (\text{Watt})$$

Burada m kütleli debi kg/s, ΔP basınç kaybı Paskal, ρ akışkanın özgül kütesidir (kg/m³) dir.