ENGENHARIA QUÍMICA
Universidade Federal de Goiás

Convecção Forçada

Escoamento Externo

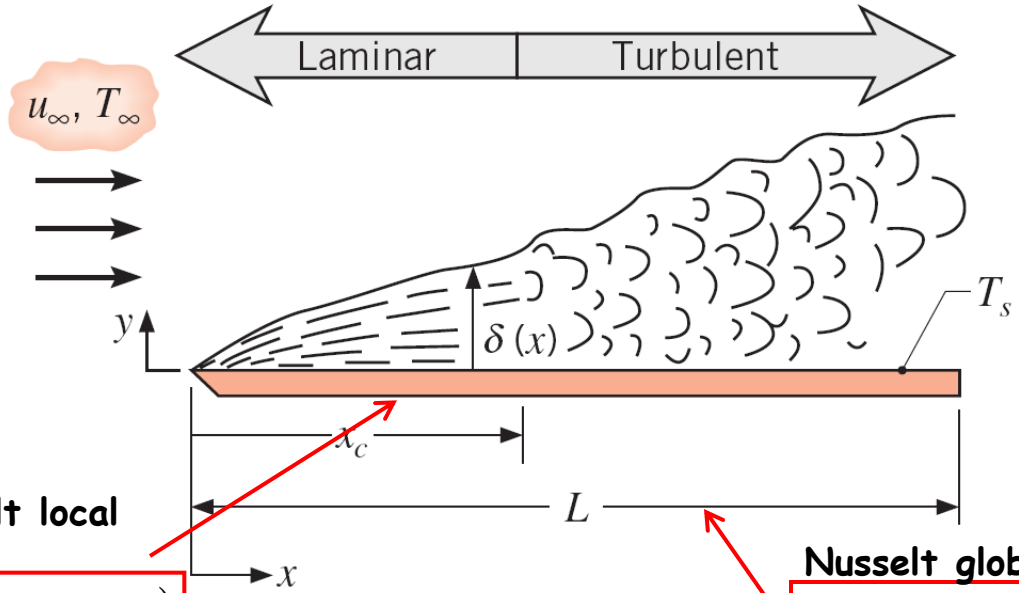
Professor Dyrney Araújo dos Santos
Universidade Federal de Goiás
site: www.dyrney.com

5 . Convecção

5.1 Convecção Forçada: Escoamento Externo

5.1.1 Escoamento sobre Placas

O desenvolvimento da camada limite começa na aresta frontal (x=0) e a transição para o regime turbulento pode ocorrer em uma posição a jusante (x_c).



Transição: Escoamentos Externos

$\mathrm{Re} \leq 5 \times 10^5$ → **Laminar**

$\mathrm{Re} > 5 \times 10^5$ → **Turbulento**

Nusselt local

$$\mathrm{Nu}_x = f\left(x, \mathrm{Re}_x, \mathrm{Pr}\right)$$

Nusselt global

$$\overline{\mathrm{Nu}} = f\left(\mathrm{Re}_L, \mathrm{Pr}\right)$$

sendo:

Reynolds local:

$$\mathrm{Re}_x = \frac{\rho u_\infty x}{\mu}$$

Reynolds global:

$$\mathrm{Re}_L = \frac{\rho u_\infty L}{\mu}$$

5 . Convecção

5.1 Convecção Forçada: Escoamento Externo

5.1.1 Escoamento sobre Placas

a) Para o escoamento Laminar, tem-se:

(valor local) $$Nu_x = \frac{h_x x}{k} = 0,332\, Re_x^{1/2}\, Pr^{1/3} \qquad (Pr \geq 0,6)$$

(valor global) $$\overline{Nu} = \frac{\bar{h} L}{k} = 0,664\, Re^{1/2}\, Pr^{1/3} \qquad (Pr \geq 0,6)$$

b) Para o escoamento Turbulento, tem-se:

(valor local) $$Nu_x = 0,0308\, Re_x^{4/5}\, Pr^{1/3} \qquad (0,6 \leq Pr \leq 60)$$

(valor global) $$\overline{Nu} = 0,0370\, Re^{4/5}\, Pr^{1/3} \qquad (0,6 < Pr < 60)$$

Obs: Propriedades físicas avaliadas na temperatura do filme (T_F), sendo T_S e T_∞ as temperaturas da superfície e do fluido, respectivamente.

$$T_F = (T_S + T_\infty)/2$$

5 . Convecção

5.1 Convecção Forçada: Escoamento Externo

5.1.2 Escoamento Transversal sobre Dutos Circulares e não Circulares

a) Correlação de Hilpert, Knudsen e Katz

$$\overline{Nu}_D = \frac{\bar{h}D}{k} = C\,Re_D^m\,Pr^{1/3} \quad \text{para} \quad Pr \geq 0,7$$

Obs1: Propriedades físicas avaliadas na temperatura do filme (T_F).

Obs2: Os parâmetros m e C dependem da faixa de Reynolds ($Re=Dv\rho/\mu$), conforme a tabela abaixo

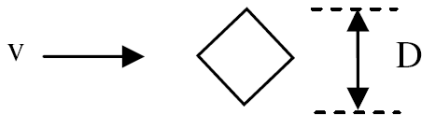
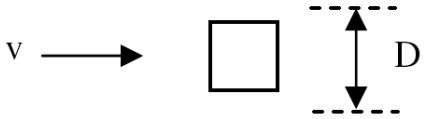
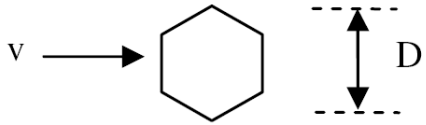
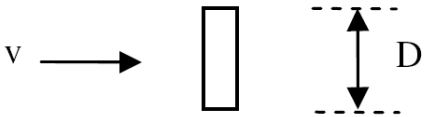
Re_D	C	m
0,4 - 4	0,989	0,330
4 – 40	0,911	0,385
40 - 4000	0,683	0,466
4000 – 40000	0,193	0,618
40000 - 400000	0,027	0,805

5 . Convecção

5.1 Convecção Forçada: Escoamento Externo

5.1.2 Escoamento Transversal sobre Dutos Circulares e não Circulares

O modelo de Hilpert também pode ser aplicado a dutos não circulares, desde que as constantes sejam adequadamente utilizadas, conforme a tabela abaixo

Geometria	Re_D	C	m
	$5.10^3 – 5.10^5$	0,2460	0,588
	$5.10^3 – 5.10^5$	0,1020	0,675
	$5.10^3 – 5.10^5$ $1,95.10^4 – 1,95.10^5$	0,1600 0,0385	0,638 0,782
	$5.10^3 – 5.10^5$	0,1530	0,638
	$4.10^3 – 1,5.10^4$	0,2280	0,731

5 . Convecção

5.1 Convecção Forçada: Escoamento Externo

5.1.2 Escoamento Transversal sobre Dutos Circulares e não Circulares

b) Correlação de Zukauskas

$$\overline{Nu}_D = C\,Re_D^m\,Pr^n\left(\frac{Pr}{Pr_S}\right)^{1/4} \quad \text{para} \quad \begin{cases} (0,7 < Pr < 500)\ \text{e}\ (1 < Re_D < 10^6) \\ \text{Se } Pr \le 10 \longrightarrow n = 0,37 \\ \text{Se } Pr > 10 \longrightarrow n = 0,36 \end{cases}$$

Obs1: Todas as grandezas são avaliadas a T_∞, exceto Pr_s que é avaliada a T_S.

Obs2: Os parâmetros m e C dependem da faixa de Reynolds ($Re=Dv\rho/\mu$), conforme a tabela abaixo

Re_D	C	m
1 - 40	0,750	0,4
40 - 1000	0,510	0,5
$1.10^3 – 2.10^5$	0,260	0,6
$2.10^5 – 1.10^6$	0,076	0,7

5 . Convecção

5.1 Convecção Forçada: Escoamento Externo

5.1.2 Escoamento Transversal sobre Dutos Circulares e não Circulares

c) Correlação de Churchill-Bernstein

$$\overline{\mathrm{Nu}}_D = 0,3 + \frac{0,62\,\mathrm{Re}_D^{1/2}\,\mathrm{Pr}^{1/3}}{\left[1+\left(0,4/\mathrm{Pr}\right)^{2/3}\right]^{1/4}}\left[1+\left(\frac{\mathrm{Re}_D}{282.000}\right)^{5/8}\right]^{4/5} \quad \text{para} \quad \begin{cases} (10^2 < \mathrm{Re}_D < 10^7) \\ (\mathrm{Re}\,\mathrm{Pr} > 0,2) \end{cases}$$

Obs: Propriedades físicas avaliadas na temperatura do filme (T_F).

d) Correlação de Nakai-Okazaki

$$\overline{\mathrm{Nu}}_D = \frac{1}{0,8237 - \ln\left[\left(\mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr}\right)^{1/2}\right]} \quad \text{para} \quad \mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr} < 2$$

Obs: Propriedades físicas avaliadas na temperatura do filme (T_F).

5 . Convecção

5.1 Convecção Forçada: Escoamento Externo

5.1.3 Escoamento sobre Esferas

Correlação de Whitaker

$$\overline{\mathrm{Nu}}_{\mathrm{D}} = 2 + \left(0,4\,\mathrm{Re}_D^{1/2} + 0,06\,\mathrm{Re}_D^{2/3}\right)\mathrm{Pr}^{0,4}\left(\mu/\mu_s\right)^{1/4} \quad \text{para} \begin{cases} 0,71 < \mathrm{Pr} < 380 \\ 3,5 < \mathrm{Re}_D < 7,6.10^4 \\ 1,0 < \left(\mu/\mu_s\right) < 3,2 \end{cases}$$

Obs: Todas as grandezas são avaliadas a T_∞, exceto μ_s que é avaliada a T_S.

5 . Convecção

Exercício Proposto 1: **Ar a uma temperatura de 300°C, escoa com uma velocidade de 10 m/s sobre uma placa plana com 0,5 m de comprimento. Determine a taxa de resfriamento, por unidade de largura da placa, necessária para mantê-la com uma temperatura superficial de 27 °C.**

Dados: **Propriedades a 164°C**

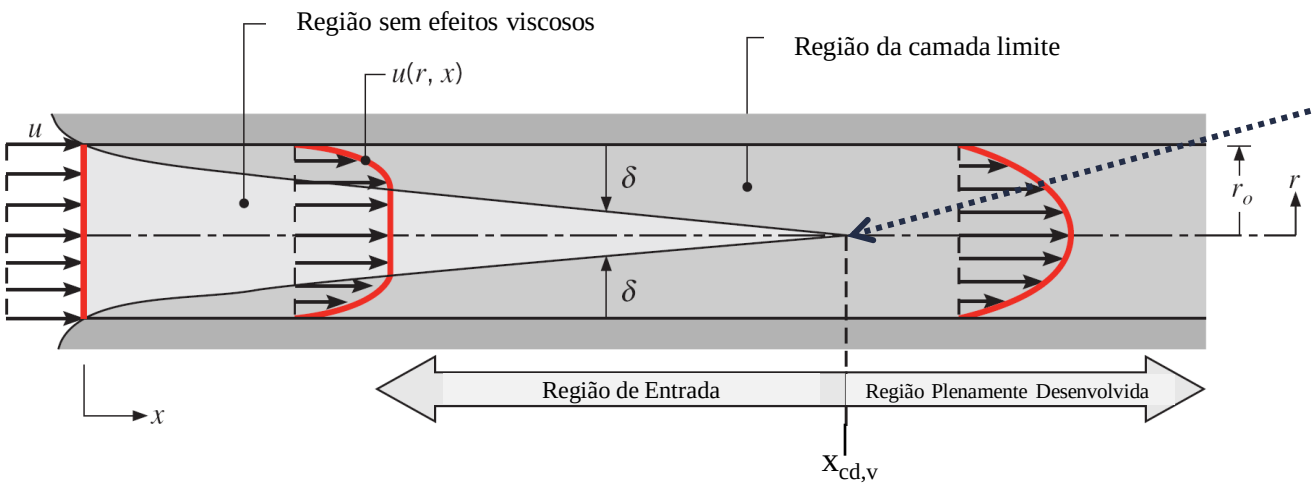
$\rho = 0{,}799\ kg/m^3$
$k = 36{,}39 \times 10^{-3}\ W/(m.K)$
$cp = 1019{,}18\ J/(kg.K)$
$\mu = 246{,}41 \times 10^{-7}\ kg/(m.s)$

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.1 Escoamento no Interior de Tubulações

a) Considerações Fluidodinâmicas



Escoamento Dinamicamente Desenvolvido: a partir do local onde ocorre a fusão da camada-limite no eixo central do tubo ($x_{cd,v}$). A velocidade u não varia mais com x, apenas com r.

Comprimento de entrada dinâmico para a velocidade ($x_{cd,v}$)

- **Escoamento Laminar (Re_D<2300):** $$\left(\frac{x_{cd,v}}{D}\right) \approx 0,05\,\mathrm{Re}_D$$

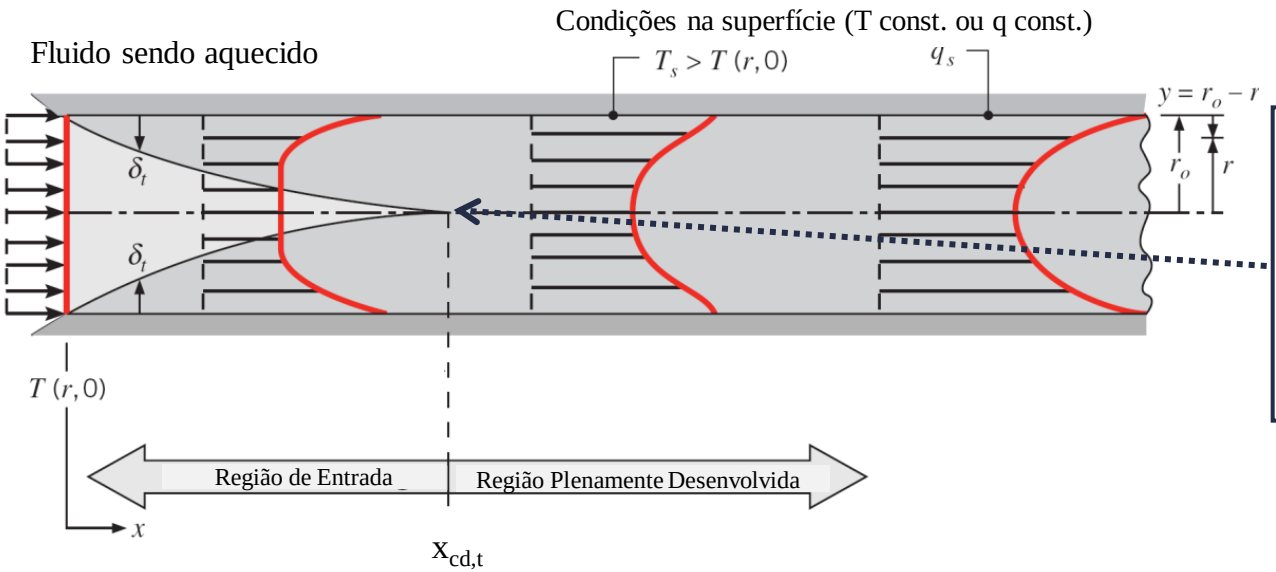
- **Escoamento Turbulento (Re_D>2300):** $$\left(\frac{x_{cd,v}}{D}\right) > 10$$

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.1 Escoamento no Interior de Tubulações

b) Considerações Térmicas



Escoamento Termicamente Desenvolvido: a partir do local onde ocorre a fusão da camada-limite no eixo central do tubo ($x_{cd,t}$). **h é constante** na região termicamente desenvolvida.

Comprimento de entrada térmico ($x_{cd,t}$)

- **Escoamento Laminar (Re_D<2300):** $\left(\dfrac{x_{cd,t}}{D}\right) \approx 0,05\,Re_D\,Pr$

- **Escoamento Turbulento (Re_D>2300):** $\left(\dfrac{x_{cd,t}}{D}\right) = 10$

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.2 Escoamento Laminar em Tubos Circulares

a) Condições Plenamente Desenvolvidas

i) Fluxo térmico na superfície uniforme

$$Nu_D = \frac{hD}{k} = 4,36 \quad (q = \text{constante})$$

Número de Nusselt independente de Pr e da posição axial

ii) Temperatura na superfície uniforme

$$Nu_D = \frac{hD}{k} = 3,66 \quad (T_s = \text{constante})$$

Número de Nusselt independente de Pr e da posição axial

b) Condições de Entrada:

Correlação de Hausen: **Temperatura na superfície uniforme (Pr > 5).** $\overline{Nu}_D$ **é o valor médio da entrada até x**

$$\overline{Nu}_D = 3,66 + \frac{0,0668(D/x)Re_D Pr}{1+0,04\left[(D/x)Re_D Pr\right]^{2/3}}$$

Obs: **Todas as propriedades das correlações aqui devem ser avaliadas no valor médio da temperatura média,**

$$\overline{T}_m = \left(T_{m,ent} + T_{m,sai}\right)/2$$

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.2 Escoamento Laminar em Tubos Circulares

b) Condições de Entrada:

Correlação de Sieder-Tate: Temperatura na superfície uniforme. Aplicada para grandes variações de Ts-Tm, onde os efeitos da temperatura sobre a viscosidade são considerados

$$\overline{\mathrm{Nu}}_{\mathrm{D}} = 1{,}86\left(\frac{\mathrm{Re}_D\,\mathrm{PrD}}{x}\right)^{1/3}\left(\mu/\mu_s\right)^{0{,}14} \quad \text{para} \quad \begin{cases} 0{,}48 < \mathrm{Pr} < 16700 \\ 0{,}0044 < \mu/\mu_s < 9{,}75 \end{cases}$$

Obs: $\overline{\mathrm{Nu}}_{\mathrm{D}}$ **é o valor médio da entrada até x. Todas as propriedades, exceto μ_s (avaliada a T_s), devem ser avaliadas a** $\overline{\mathrm{T}}_{\mathrm{m}}$

6.8.3 Escoamento Laminares em Tubos Não Circulares

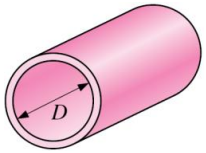
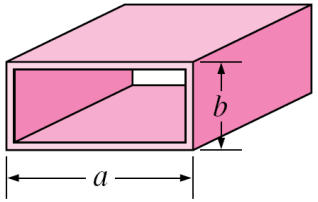
Obs: Para Escoamento Laminar Completamente Desenvolvido os valores de Nu podem ser obtidos com a correlação de Kay-Crawford, cujos valores são dispostos na tabela a seguir para diferentes geometrias da seção transversal em função do diâmetro hidráulico da tubulação D_H (D_H = 4Ac/P)

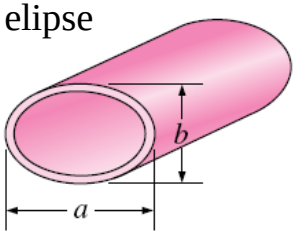
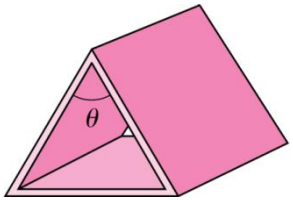
5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.3 Escoamento Laminares em Tubos Não Circulares

$Nu_D = hD_h/k$ **sendo k avaliado a** $\overline{T}_m$

seção transversal		fluxo uniforme	T_s uniforme
círculo 		4,36	3,66
retângulo 	a/b		
	1	3,61	2,98
	2	4,12	3,39
	3	4,79	3,96
	4	5,33	4,44
	6	6,05	5,14
	8	6,49	5,60
	∞	8,24	7,54

seção transversal		fluxo uniforme	T_s uniforme
elipse 	a/b		
	1	4,36	3,66
	2	4,56	3,74
	4	4,88	3,79
	8	5,09	3,72
	16	5,18	3,65
triângulo isósceles 	θ		
	10°	2,45	1,61
	30°	2,91	2,26
	60°	3,11	2,47
	90°	2,98	2,34
	120°	2,68	2,00

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.3 Escoamento Laminares em Tubos Não Circulares

Obs.: Para escoamento através de tubos não circulares, o número de Nusselt (Nu) se baseia no diâmetro hidráulico (D_h), definido como

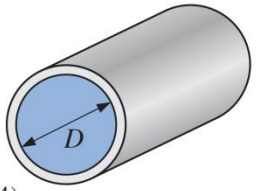
Diâmetro hidráulico: $$D_h = \frac{4Ac}{P}$$

sendo:

Ac = área da seção transversal do duto (m^2 no S.I.)

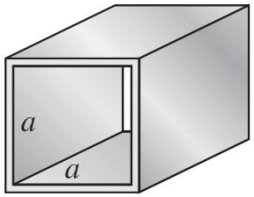
P = perímetro molhado (m no S.I.)

Tubo Circular



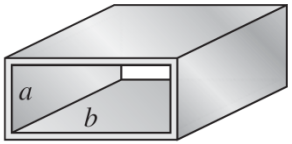
$$D_h = \frac{4(\pi D^2/4)}{\pi D} = D$$

Tubo Quadrangular



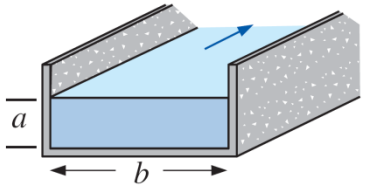
$$D_h = \frac{4a^2}{4a} = a$$

Tubo Retangular



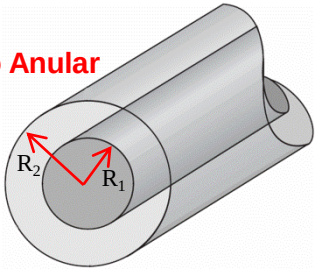
$$D_h = \frac{4ab}{2(a+b)} = \frac{2ab}{a+b}$$

Canal aberto



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

Seção Anular



Prove!!!!!!

$$D_h = D_2 - D_1$$

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.4 Escoamento Turbulento em Tubos Circulares

a) Correlação de Dittus-Boelter: aplicada para escoamento plenamente desenvolvido com gradientes moderados de temperaturas ($T_s - T_m$)

$$Nu_D = 0,023\, Re_D^{\frac{4}{5}}\, Pr^n \quad \text{para} \quad \begin{cases} 0,6 < Pr < 160 \\ Re_D \geq 10000 \\ L/D \geq 10 \\ \text{n = 0,4 para aquecimento} \\ \text{n = 0,3 para resfriamento} \end{cases}$$

b) Correlação de Sieder-Tate: aplicada para escoamento plenamente desenvolvido com grandes variações de temperatura ($T_s - T_m$)

$$Nu_D = 0,027\, Re_D^{4/5}\, Pr^{1/3} \left(\mu/\mu_s\right)^{0,14} \quad \text{para} \quad \begin{cases} 0,7 < Pr < 16.700 \\ Re_D \geq 10000 \\ L/D \geq 10 \end{cases}$$

Obs: todas as propriedades, exceto μ_s (avaliada a T_s), são avaliadas a $\overline{T}_m$. As equações acima são válidas para fluxo de calor uniforme ou temperatura constante na parede, e tubos lisos

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.4 Escoamento Turbulento em Tubos Circulares

Obs: Existem na literatura correlações mais recentes e mais precisas, tanto para fluxo quanto para temperatura uniformes na parede e tubos rugosos, tais como:

c) Correlação de Petukhov: aplicada para escoamento plenamente desenvolvido

$$\mathrm{Nu}_D = \frac{(f/8)\mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr}}{1{,}07 + 12{,}8(f/8)^{1/2}\left(\mathrm{Pr}^{2/3}-1\right)} \quad \text{para} \quad \begin{cases} 0{,}5 < \mathrm{Pr} < 2000 \\ 1.10^4 < \mathrm{Re}_D < 5.10^6 \end{cases}$$

Propriedades avaliadas a $\overline{\mathrm{T}}_m$

d) Correlação de Gnielinski: aplicada para escoamento plenamente desenvolvido

$$\mathrm{Nu}_D = \frac{(f/8)\left(\mathrm{Re}_D - 1000\right)\mathrm{Pr}}{1 + 12{,}7(f/8)^{1/2}\left(\mathrm{Pr}^{2/3}-1\right)} \quad \text{para} \quad \begin{cases} 0{,}5 < \mathrm{Pr} < 2000 \\ 3000 < \mathrm{Re}_D < 5.10^6 \end{cases}$$

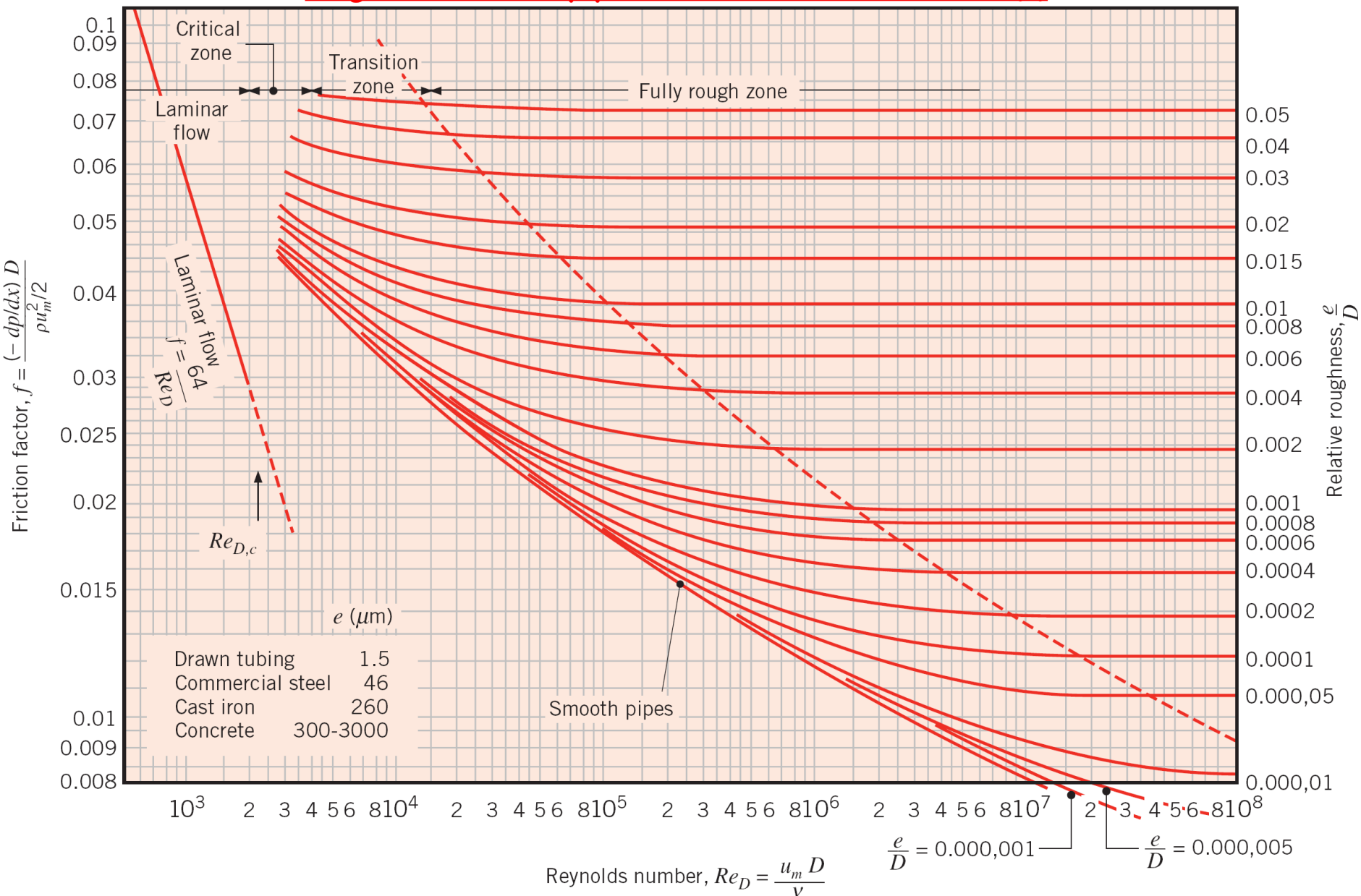
Propriedades avaliadas a $\overline{\mathrm{T}}_m$

Obs: Para tubos lisos o fator de atrito é dado pela equação ao lado, caso contrário deve ser obtido pelo diagrama de Moody.

$$f = \left[0{,}790\ln\left(\mathrm{Re}_D\right) - 1{,}64\right]^{-2}$$

5 . Convecção

Diagrama de Moody para medir o fator de atrito (f)



5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.4 Escoamento Turbulento em Tubos Circulares

Obs: Para o escoamento turbulento plenamente desenvolvido envolvendo metais líquidos, tem-se as seguintes correlações

e) Correlação de Skupinski et al.: aplicada para fluxo constante na superfície e tubos circulares lisos

$$\mathrm{Nu_D} = 4{,}82 + 0{,}0185\left(\mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr}\right)^{0{,}827} \quad \text{para} \quad \begin{cases} 3.10^{-3} < \mathrm{Pr} < 5.10^{-2} \\ 3{,}6.10^{3} < \mathrm{Re}_D < 9{,}05.10^{5} \\ 10^{2} < \mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr} < 10^{4} \end{cases}$$

Propriedades avaliadas a $\overline{\mathrm{T}}_{\mathrm{m}}$

f) Correlação de Seban-Shimazaki: aplicada para temperatura constante na superfície e tubos circulares lisos

$$\mathrm{Nu_D} = 5{,}0 + 0{,}025\left(\mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr}\right)^{0{,}8} \quad \text{para} \quad \begin{cases} 3{,}6.10^{3} < \mathrm{Re}_D < 9{,}05.10^{5} \\ \mathrm{Re}_D\,\mathrm{Pr} > 100 \end{cases}$$

Propriedades avaliadas a $\overline{\mathrm{T}}_{\mathrm{m}}$

5 . Convecção

5.2 Convecção Forçada: Escoamento Interno

5.2.5 Escoamento Turbulento em Tubos Não Circulares

Obs.: Para escoamento turbulento plenamente desenvolvido em tubos de seção não circular, utiliza-se as correlações anteriores para seção circular substituindo o diâmetro D pelo diâmetro hidráulico da tubulação (D_H)

A metodologia, para escoamentos turbulentos se aplica para $Re_D \geq 2300$ e $Pr \geq 0,7$.

Exercício Proposto 2: Considere um duto de área de seção transversal triangular de 0,04 m^2 (triângulo equilátero com lados iguais a l) e comprimento de 2 m. A vazão mássica de ar que entra no duto é de $4x10^{-4}$ kg/s e se encontra a 27°C. Um fluxo térmico uniforme de 400 W/m^2 é imposto na superfície do duto. Estime a temperatura do ar e da superfície do duto na sua saída.

Dado: área de um triângulo equilátero $A = \frac{l^2\sqrt{3}}{4}$

Considere as seguintes propriedades para o ar

ρ = 1,1614 kg/m^3

k = $26,3x10^{-3}$ W/(m.K)

cp = 1007 J/(kg.K)

μ = $184,6x10^{-7}$ kg/(m.s)