



Transferência de calor por convecção

Prof. Alexei Essiptchouk

**Dep. Engenharia Ambiental
Instituto de Ciência e Tecnologia
Universidade Estadual Paulista
“Júlio de Mesquita Filho”**

Introdução

Coeficiente de transferência de calor h depende de:

- Propriedades do fluido
- Geometria da superfície
- Condições de escoamento

$$q''_{conv} = h(T_s - T_\infty)$$

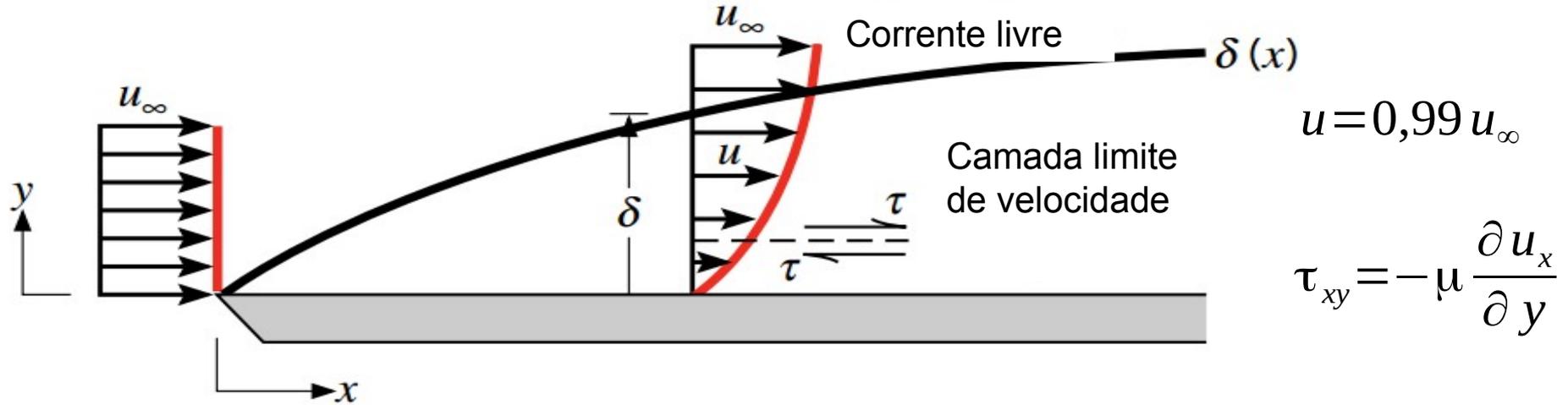
Transferência de calor por convecção é determinada pelas camadas limites que se desenvolvem na superfície

Determinação do h é vista como o problema de convecção

Camadas limite da convecção

- A camada limite de velocidade
- A camada limite térmica
- A camada limite de concentração

Camada limite de velocidade



Velocidade na superfície $u_s = 0$

Retardamento do movimento está associado às tensões de cisalhamento que atuam em planos paralelos a velocidade

Fora da camada limite $u = u_\infty$ (velocidade da corrente livre)

Espessura da camada limite $u = 0.99 u_\infty$

Com aumento da distância da borda frontal os efeitos viscosos penetram cada vez mais na corrente livre

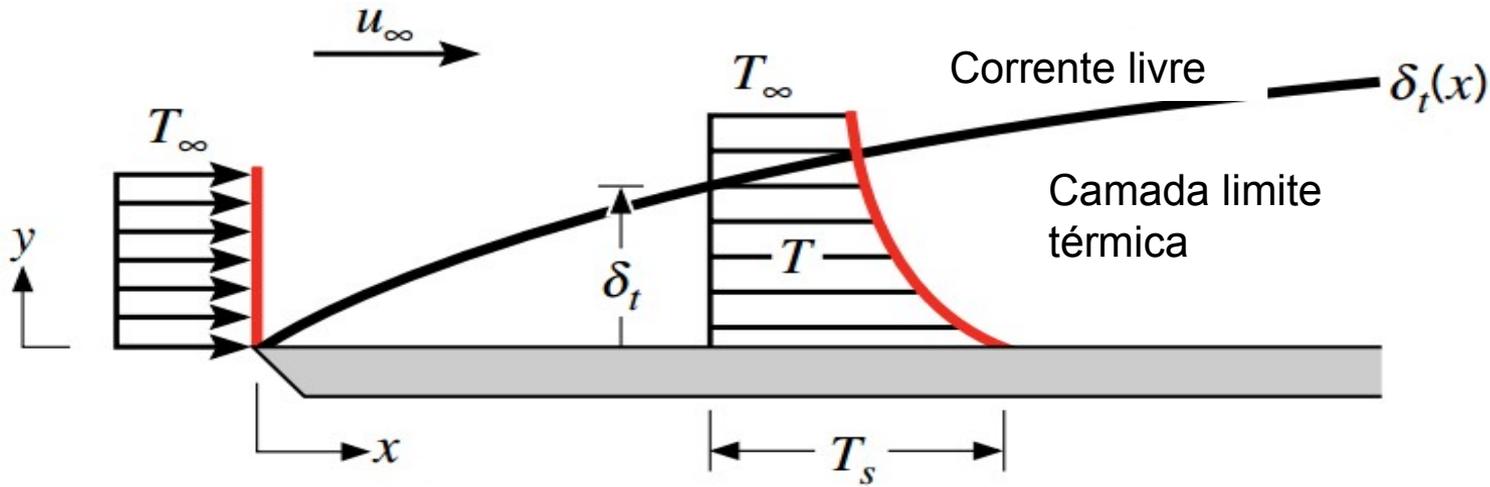
Camada limite de velocidade

A camada limite de velocidade é importante devido a sua relação com a tensão de cisalhamento na superfície e com efeitos de atrito na superfície

$$C_f \equiv \frac{\tau_s}{\rho u^2 / 2} \qquad \tau_s = \mu \left. \frac{\partial u_x}{\partial y} \right|_{y=0}$$

Em uma camada limite de velocidade, o gradiente de velocidade na superfície depende da distância x da borda frontal \rightarrow tensão de cisalhamento também é uma função de x .

Camada limite térmica



Se desenvolve se houver diferença entre a temperatura do fluido na corrente livre e da superfície

Na borda frontal o perfil de temperatura é uniforme $T(y) = T_\infty$.

A região do fluido no qual há gradiente de temperatura é o camada limite térmica

A espessura δ_t é definido pela posição do y no qual

$$T^* = \frac{T_s - T}{T_s - T_\infty} = 0,99$$

Camada limite térmica

O fluxo térmico local na superfície

$$q_s'' = -k \left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=0}$$

Essa expressão é válida pois na superfície não há movimento do fluido e a transferência de energia se dá unicamente pela condução

Lei de Newton para convecção

$$q_s'' = h(T_s - T_\infty)$$

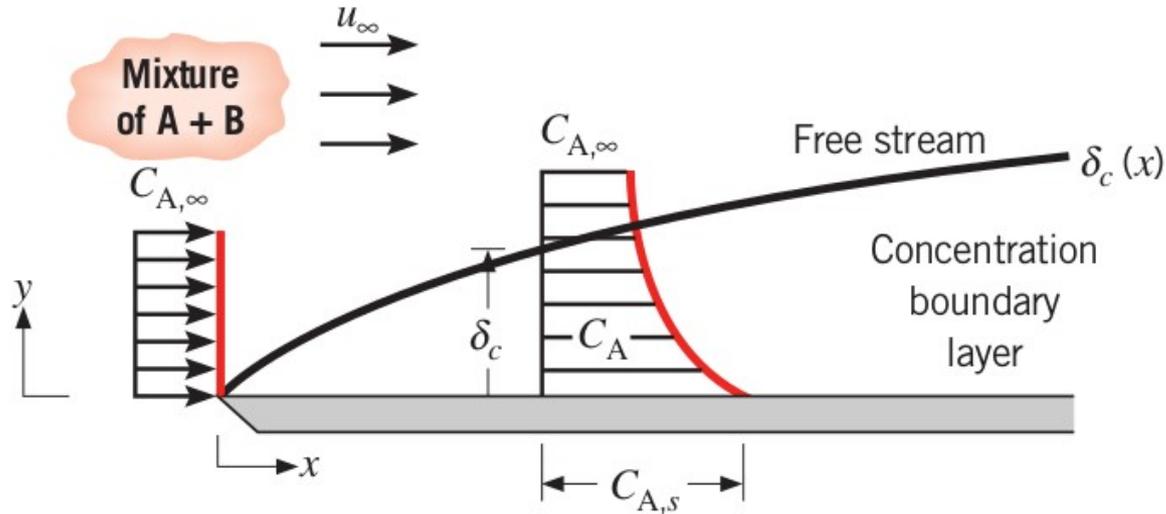
$$h = -k \frac{\left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=0}}{T_s - T_\infty}$$

Camada limite térmica

$$h = -k \frac{\left. \frac{\partial T}{\partial y} \right|_{y=0}}{T_s - T_\infty}$$

A taxa de transferência de calor é determinada pelas condições no interior da camada limite que influenciam o gradiente de temperatura na superfície. Enquanto δ_t cresce \rightarrow os gradientes de temperatura na superfície, o fluxo térmico local q'' e coeficiente de transferência de calor h - diminuem com aumento de x .

Camada limite de concentração



Se desenvolve se houver diferença entre a concentração $C_{A\infty}$ da espécie A na corrente livre e na superfície C_A

Na borda frontal o perfil de concentração é uniforme $C_A(y) = C_{A\infty}$.

A região do fluido no qual há gradiente de concentração é o camada limite de concentração
A espessura δ_t é definido pela posição do y no qual

$$\frac{(C_{A,s} - C_A)}{(C_{A,s} - C_{A,\infty})} = 0,99$$

Camada limite de concentração

O fluxo molar da espécie A, N_A'' , kmol/(s · m²), na superfície

$$N_{A,s}'' = -D_{AB} \left. \frac{\partial C_A}{\partial y} \right|_{y=0}$$

D_{AB} – coeficiente de difusão binária

O fluxo molar em função da diferença em concentrações (similar lei de Newton)

$$N_{A,s}'' = h_m (C_{A,s} - C_{A,\infty})$$

O coeficiente de transferência de massa por convecção h_m (m/s)

$$h_m = -D_{AB} \frac{\left. \frac{\partial C_A}{\partial y} \right|_{y=0}}{C_{A,s} - C_{A,\infty}}$$

Significados das camadas limite

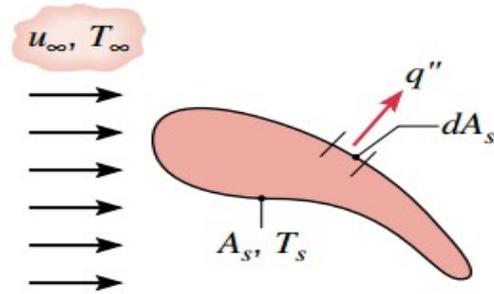
As principais manifestações das camadas limite

- O atrito superficial
- A transferência de calor por convecção
- A transferência de massa por convecção

Os parâmetros-chave das camadas limite

- O coeficiente de atrito C_f
- O coeficiente de transferência de calor, h
- O coeficiente de transferência de massa, h_m

Coeficiente local e médio de transferência de calor



Superfície de formato arbitrário, área A_s ,
temperatura $T_s > T_\infty$, escoamento
uniforme u_∞ .

Fluxo térmico local convectivo

$$q''_{s,x} = q''_{conv,x} = h_x (T_s - T_\infty)$$

Coeficiente **local** de transferência de calor

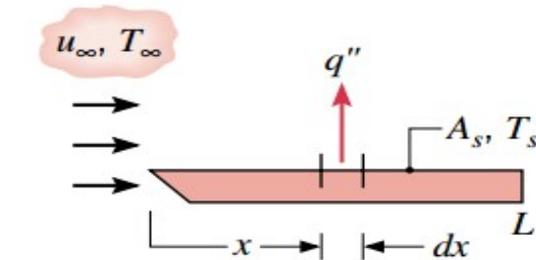
$$h_x = \frac{-k \left. \frac{dT}{dy} \right|_{y=0}}{(T_s - T_\infty)}$$

Taxa **total** de transferência de calor

$$q = \bar{h} A_s (T_s - T_\infty)$$

Coeficiente **médio** de transferência de calor

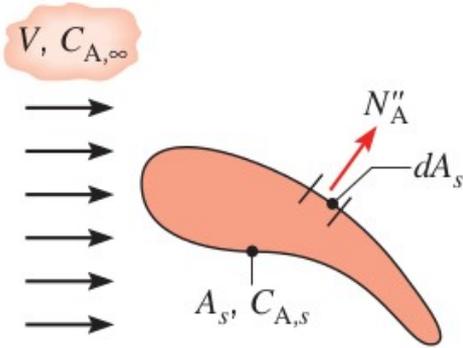
$$\bar{h} = \frac{1}{A_s} \int_{A_s} h_x dA_s$$



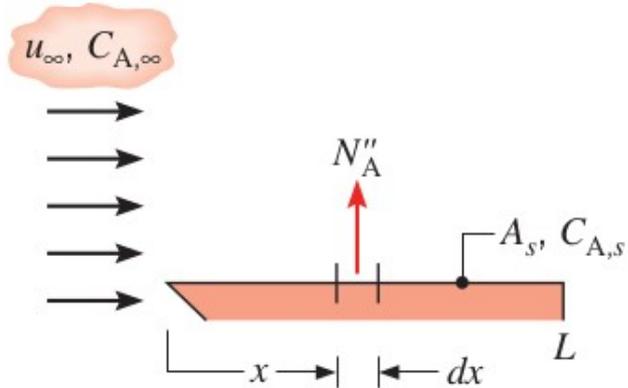
Caso especial de **placa plana, largura constante**

$$\bar{h}_x = \frac{1}{x} \int_0^x h_x dx$$

Coeficiente local e médio de transferência de massa



Superfície de formato arbitrário, área A_s , concentração $C_{A,s} > C_{A,\infty}$, escoamento uniforme u_∞ .



A taxa de transferência molar total N_A (kmol/s)

$$N_A = \bar{h}_m A_s (C_{A,s} - C_{A,\infty})$$

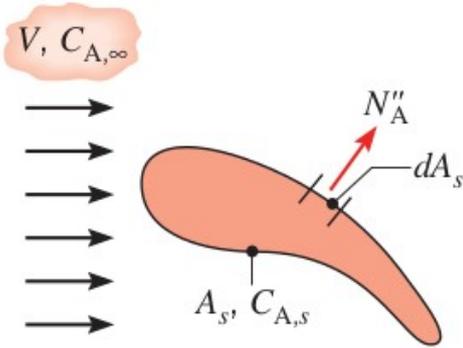
Coeficiente de transferência de massa por convecção médio

$$\bar{h}_m = \frac{1}{A_s} \int_{A_s} h_m dA_s$$

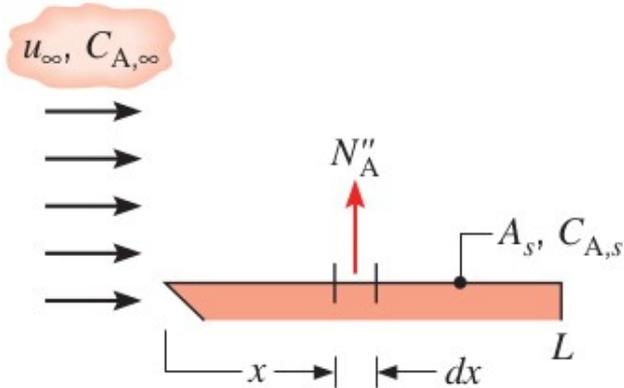
Para uma placa plana

$$\bar{h}_m = \frac{1}{L} \int_0^L h_m dx$$

Coeficiente local e médio de transferência de massa



Superfície de formato arbitrário, área A_s , concentração $C_{A,s} > C_{A,\infty}$, escoamento uniforme u_∞ .



Em termos de fluxo mássico n_A (kg/s)

$$n_A = N_A \mu_A = \bar{h}_m A_s (\rho_{A,s} - \rho_{A,\infty})$$

ρ_A – concentração mássica (kg/m³) da espécie A.

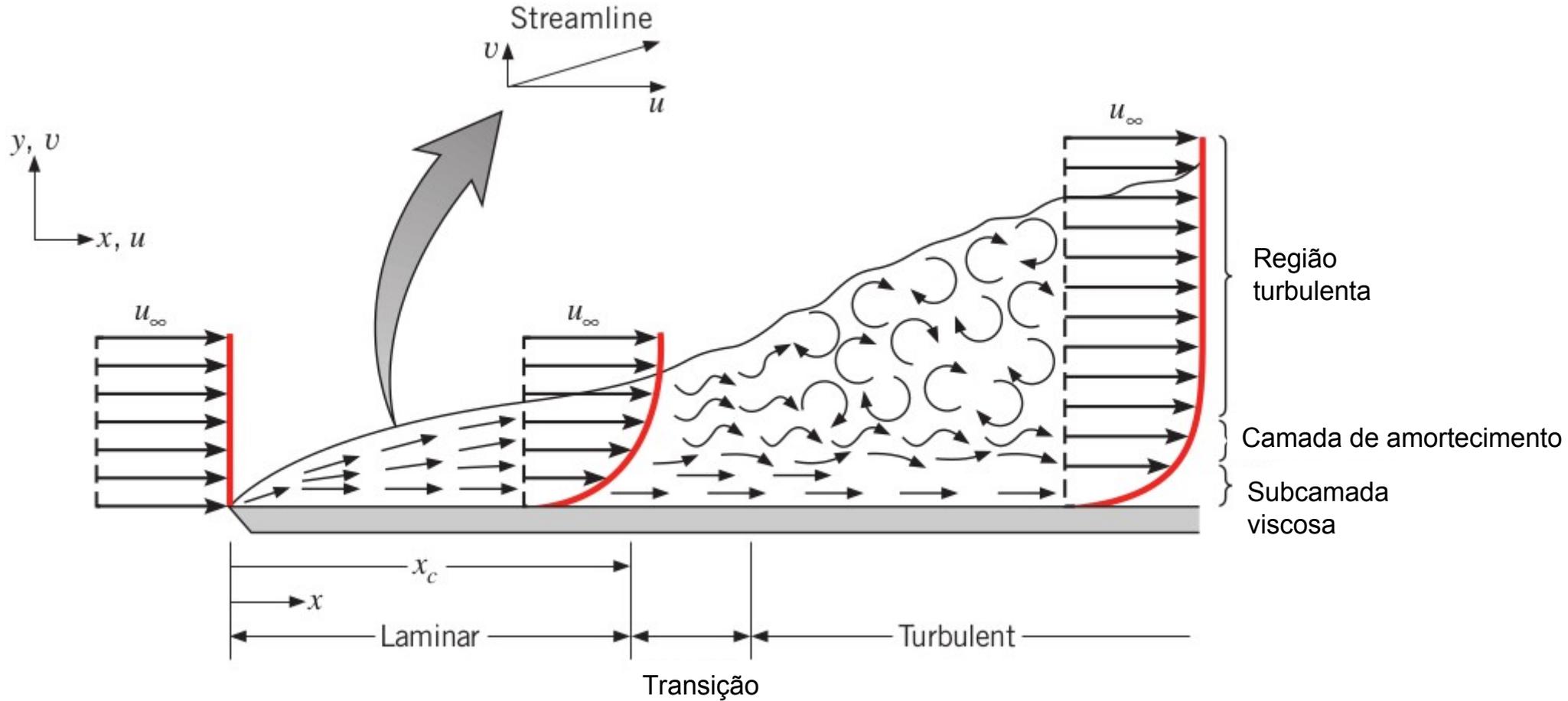
Lei de Fick em uma base mássica

$$n''_{A,s} = -D_{AB} \left. \frac{\partial \rho_A}{\partial y} \right|_{y=0}$$

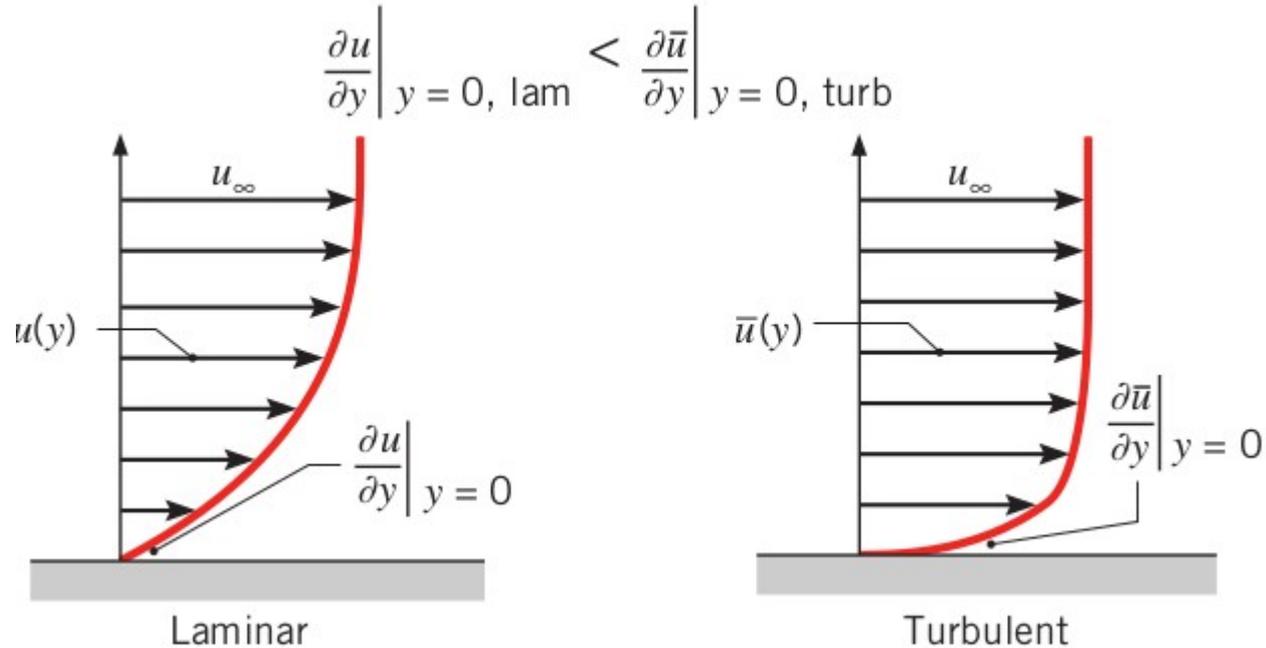
Coeficiente de transferência de massa local

$$h_m = \frac{-D_{AB} \left. \frac{\partial \rho_A}{\partial y} \right|_{y=0}}{\rho_{A,s} - \rho_{A,\infty}}$$

Escoamento laminar e turbulento

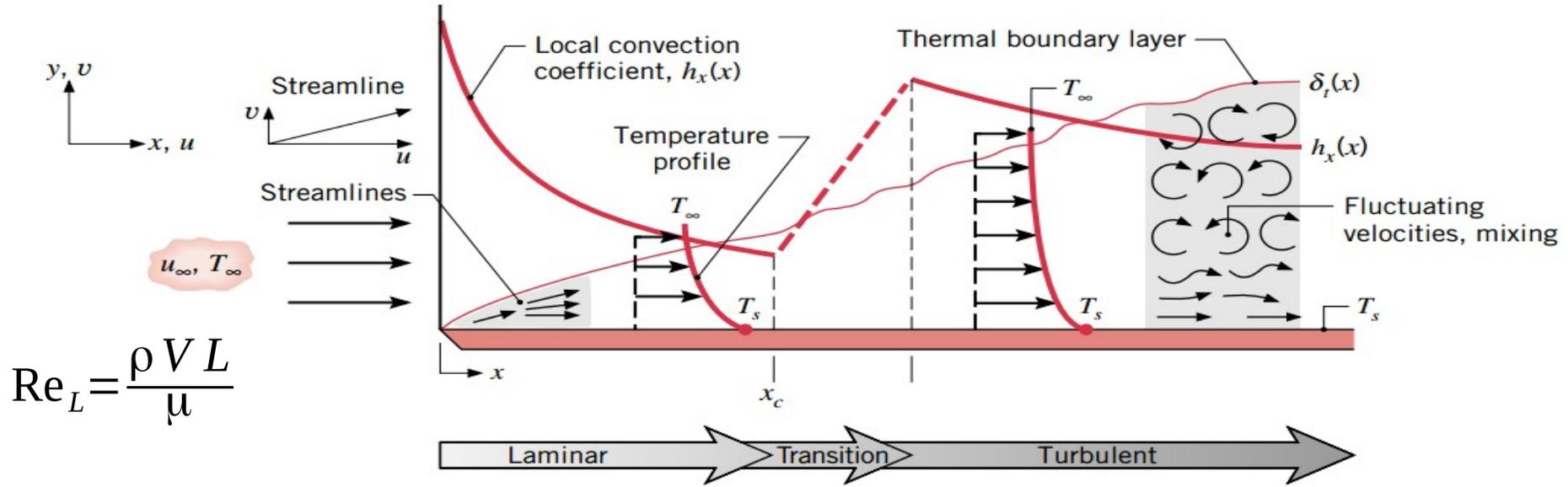


Escoamento laminar e turbulento



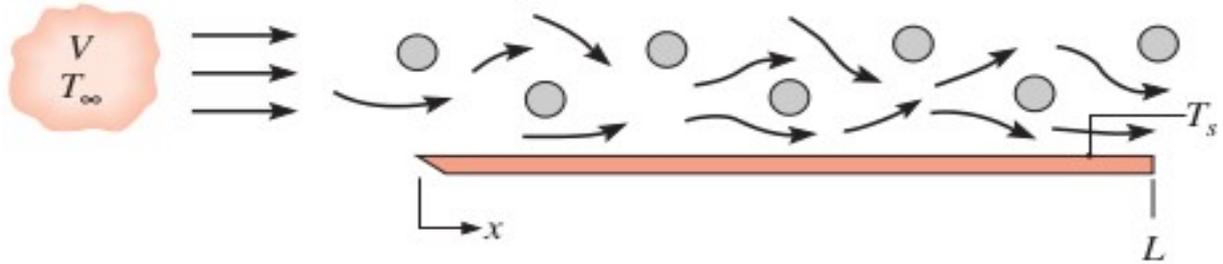
Comparação dos perfis de velocidades nas camadas limite laminar e turbulenta para a mesma velocidade na corrente livre

Desenvolvimento da camada limite térmica



- Camada limite térmica possui as características e perfis da temperatura determinadas por camada hidrodinâmica;
- O perfil da temperatura varia gradualmente ao longo da espessura da camada;
- Coeficiente local de transferência de calor varia com x ;
- Pequenas perturbações iniciam a transição do escoamento laminar para turbulento;
- O número crítico de Reynolds varia de 10^5 a $3 \cdot 10^6$, dependendo da rugosidade da superfície. Valor frequentemente admitido é **$Re_c = 5 \cdot 10^5$** .

Exemplo

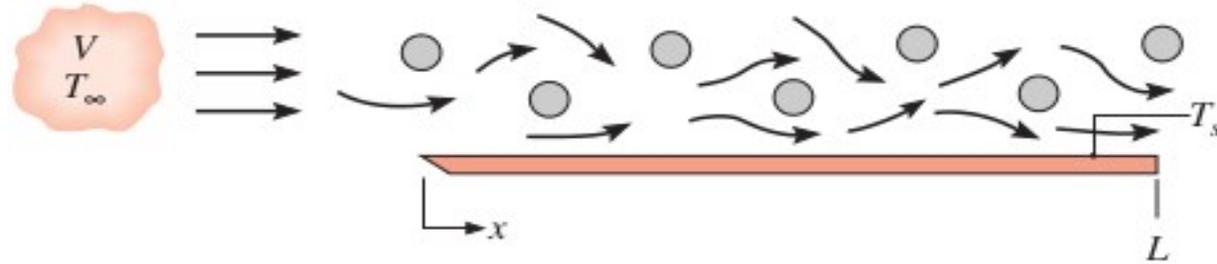


O escoamento paralelo de ar atmosférico sobre uma placa plana de comprimento $L=3$ m é desordenado por um conjunto de barras estacionárias colocadas na direção do escoamento sobre a placa. Medições em laboratório de coeficiente local de transferência de calor por convecção na superfície da placa são efetuados para um valor desejado de u_∞ e $T_s > T_\infty$. Os resultados são correlacionados por uma expressão na forma

$$h_x \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right] = 0,7 + 13,6 x - 3,6 x^2$$

onde x – em metros. Calcule o coeficiente médio de convecção \bar{h}_L para toda a placa e razão no bordo de fuga \bar{h}_L/h_L

$$h_x \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right] = 0,7 + 13,6x - 3,6x^2$$



Coeficiente médio de convecção

$$\bar{h}_L = \frac{1}{L} \int_0^L h_x dx = \frac{1}{L} \int_0^L (0,7 + 13,6x - 3,6x^2) dx = \frac{1}{L} \left(0,7x + 13,6 \frac{x^2}{2} - 3,6 \frac{x^3}{3} \right) \Big|_0^L$$

Coeficiente **médio** para $L = 3$ m

$$\bar{h}_L = \left(0,7 + 13,6 \frac{x}{2} - 3,6 \frac{x^2}{3} \right) \Big|_0^L = 9,6 \quad \text{W}/(\text{m}^2 \text{K})$$

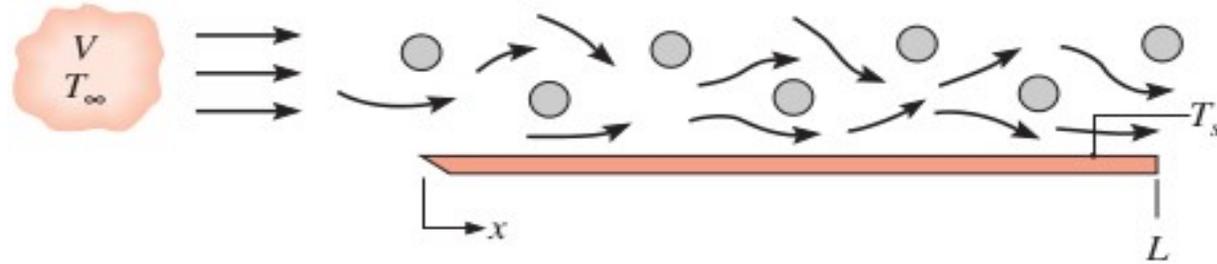
Coeficiente **local** para $L = 3$ m

$$h_{x=L} = 0,7 + 13,6 \cdot 3 - 3,6 \cdot 3^2 = 9,1 \quad \text{W}/(\text{m}^2 \text{K})$$

Relação entre **médio** e **local** para $L = 3$ m

$$\frac{\bar{h}_L}{h_L} = \frac{9,6}{9,1} = 1,06$$

$$h_x \left[\frac{\text{W}}{\text{m}^2 \text{K}} \right] = 0,7 + 13,6x - 3,6x^2$$



Onde ocorre a transferência máxima local?

$$\frac{dh_x}{dx} = 13,6 - 3,6 \times 2x = 0 \quad x = 1,89 \text{ m}$$

Na qual a distância ocorre o máximo do coeficiente médio de transferência de calor?

$$\frac{d\bar{h}_L}{dx} = \frac{d}{dx} (0,7 + 6,8x - 1,2x^2) = 6,8 - 1,2 \times 2x = 0$$

$$x = 2,83 \text{ m}$$

$$h(x) := 0.7 + 13.6 \cdot x - 3.6 \cdot x^2$$

$$h_-(x) := 6.8 \cdot x - 1.2 \cdot x^2$$

$$h(3) = 9.1 \quad h_-(3) = 9.6 \quad \frac{h_-(3)}{h(3)} = 1.055$$

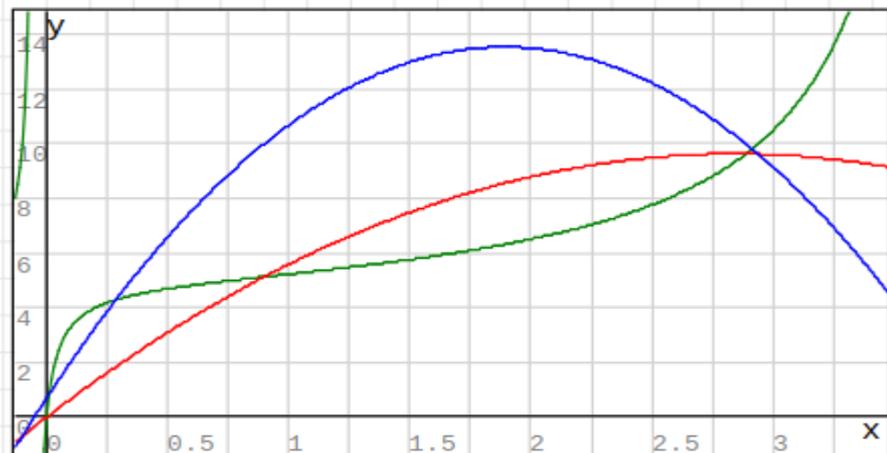
$$f(x) := \left(\frac{d}{dx} h(x) \right) = \frac{4 \cdot (17 - 9 \cdot x)}{5}$$

$$\text{solve}(f(x), x) = 1.889$$

$$f(x) := \left(\frac{d}{dx} h_-(x) \right) = -\frac{2 \cdot (-17 + 6 \cdot x)}{5}$$

$$\text{solve}(f(x), x) = 2.8333$$

+



$$\begin{cases} h(x) & \text{azul} \\ h_-(x) & \text{vermelha} \\ \frac{h_-(x)}{h(x)} \cdot 10 & \text{verde} \end{cases}$$

Exemplo

Água escoia a uma velocidade de $u_\infty = 1$ m/s sobre uma placa plana de comprimento $L = 0,6$ m. Considere dois casos: a temperatura da água é de aproximadamente 300 K (um caso) e de 350 K. Nas regiões laminar e turbulenta, medidas experimentais mostram que os coeficientes convectivos locais são bem descritos pelas relações

$$h_{lam}(x) = C_{lam} x^{-0,5} \quad h_{turb}(x) = C_{turb} x^{-0,2}$$

nas quais x está em metros.

A 300 K, $C_{lam,300} = 395$ W/(m^{1,5} K), $C_{turb,300} = 2330$ W/(m^{1,8} K)

enquanto a 350 K, $C_{lam,350} = 477$ W/(m^{1,5}K) $C_{turb,350} = 3600$ W/(m^{1,8}K)

Determine o coeficiente convectivo médio, h , sobre a placa inteira para as duas temperaturas da água.

Temperature, T (K)	Pressure, p (bars) ^b	Specic Volume (m ³ /kg)		Heat of Vapor- ization, h_{fg} (kJ/kg)	Specic Heat (kJ/kg · K)		Viscosity (N · s/m ²)		Thermal Conductivity (W/m · K)		Prandtl Number		Surface Tension, $\sigma_f \cdot 10^3$ (N/m)	Expansion Coef- cient, $\beta_f \cdot 10^6$ (K ⁻¹)	Temper- ature, T (K)
		$v_f \cdot 10^3$	v_g		$c_{p,f}$	$c_{p,g}$	$\mu_f \cdot 10^6$	$\mu_g \cdot 10^6$	$k_f \cdot 10^3$	$k_g \cdot 10^3$	Pr_f	Pr_g			
273.15	0.00611	1.000	206.3	2502	4.217	1.854	1750	8.02	569	18.2	12.99	0.815	75.5	-68.05	273.15
275	0.00697	1.000	181.7	2497	4.211	1.855	1652	8.09	574	18.3	12.22	0.817	75.3	-32.74	275
280	0.00990	1.000	130.4	2485	4.198	1.858	1422	8.29	582	18.6	10.26	0.825	74.8	46.04	280
285	0.01387	1.000	99.4	2473	4.189	1.861	1225	8.49	590	18.9	8.81	0.833	74.3	114.1	285
290	0.01917	1.001	69.7	2461	4.184	1.864	1080	8.69	598	19.3	7.56	0.841	73.7	174.0	290
295	0.02617	1.002	51.94	2449	4.181	1.868	959	8.89	606	19.5	6.62	0.849	72.7	227.5	295
300	0.03531	1.003	39.13	2438	4.179	1.872	855	9.09	613	19.6	5.83	0.857	71.7	276.1	300
305	0.04712	1.005	29.74	2426	4.178	1.877	769	9.29	620	20.1	5.20	0.865	70.9	320.6	305
310	0.06221	1.007	22.93	2414	4.178	1.882	695	9.49	628	20.4	4.62	0.873	70.0	361.9	310
315	0.08132	1.009	17.82	2402	4.179	1.888	631	9.69	634	20.7	4.16	0.883	69.2	400.4	315
320	0.1053	1.011	13.98	2390	4.180	1.895	577	9.89	640	21.0	3.77	0.894	68.3	436.7	320
325	0.1351	1.013	11.06	2378	4.182	1.903	528	10.09	645	21.3	3.42	0.901	67.5	471.2	325
330	0.1719	1.016	8.82	2366	4.184	1.911	489	10.29	650	21.7	3.15	0.908	66.6	504.0	330
335	0.2167	1.018	7.09	2354	4.186	1.920	453	10.49	656	22.0	2.88	0.916	65.8	535.5	335
340	0.2713	1.021	5.74	2342	4.188	1.930	420	10.69	660	22.3	2.66	0.925	64.9	566.0	340
345	0.3372	1.024	4.683	2329	4.191	1.941	389	10.89	664	22.6	2.45	0.933	64.1	595.4	345
350	0.4163	1.027	3.846	2317	4.195	1.954	365	11.09	668	23.0	2.29	0.942	63.2	624.2	350

Exemplo

Propriedades de água a $T = 300 \text{ K}$

$$\rho = 1/v = 997 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 855 \times 10^{-6} \text{ Ns/m}^2;$$

Propriedades de água a $T = 350 \text{ K}$

$$\rho = 1/v = 974 \text{ kg/m}^3$$

$$\mu = 365 \times 10^{-6} \text{ Ns/m}^2;$$

Exemplo

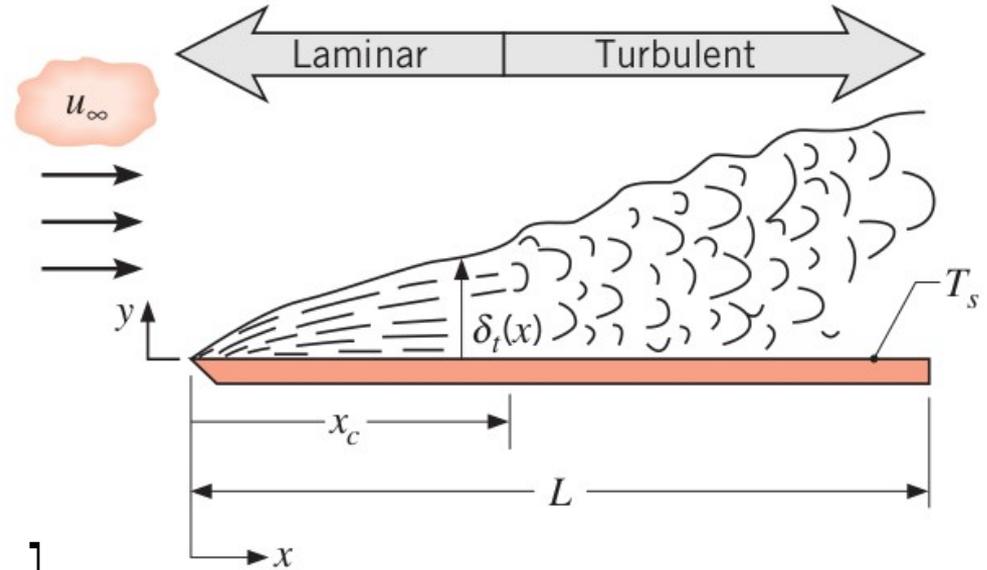
A coordenada de transição

$$x_c = \frac{\text{Re}_{x,c} u}{\rho u_\infty}$$

Com $\text{Re}_{x,c} = 5 \times 10^5$

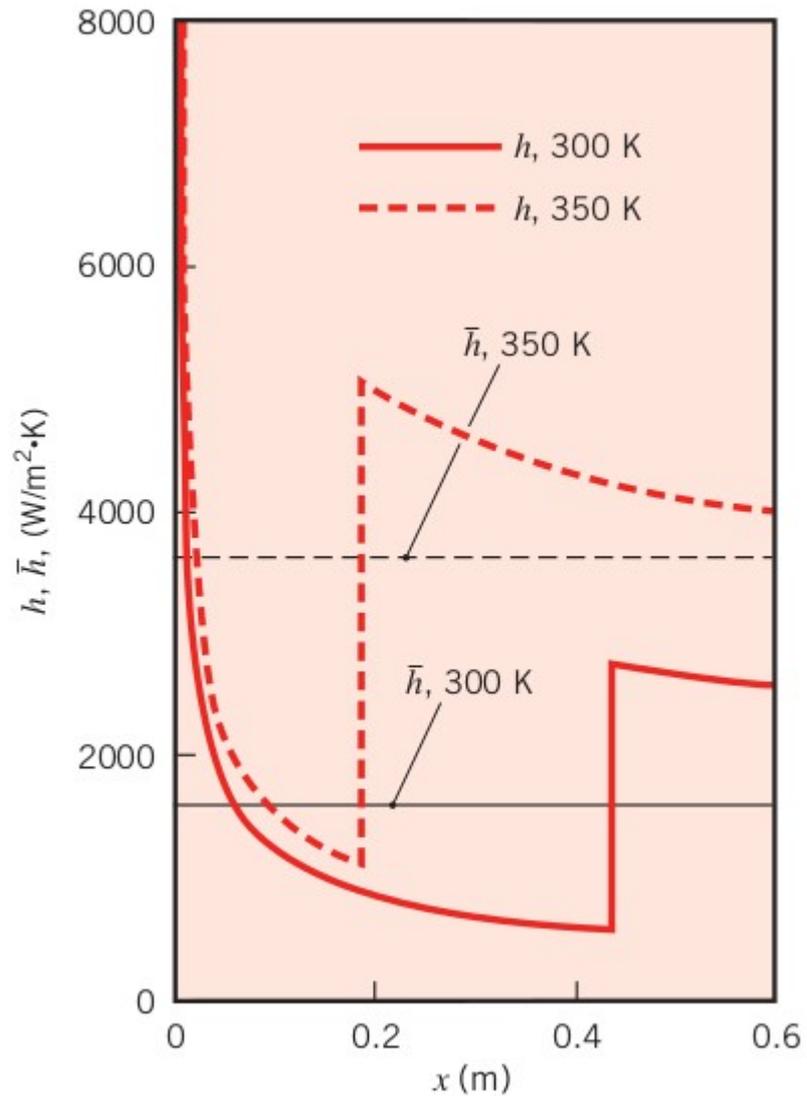
Para $T = 300 \text{ K}$ $x_c = 0,43 \text{ m}$

Para $T = 350 \text{ K}$ $x_c = 0,19 \text{ m}$



$$\bar{h}_m = \frac{1}{L} \int_0^L h_m dx = \frac{1}{L} \left[\int_0^{x_c} h_{lam} dx + \int_{x_c}^L h_{turb} dx \right]$$

$$\bar{h}_m = \frac{1}{L} \int_0^L h_m dx = \frac{1}{L} \left[\left| \frac{C_{lam}}{0.5} x^{0.5} \right|_0^{x_c} + \left| \frac{C_{turb}}{0.8} x^{0.8} \right|_{x_c}^L \right]$$



$$T = 300\text{ K} \quad \bar{h}_m = 1620\text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$$

$$T = 350\text{ K} \quad \bar{h}_m = 3710\text{ W}/(\text{m}^2\text{K})$$

Equações da camada limite

- Escoamento bidimensional
- Regime estacionário
- Fluido incompressível
- Propriedades constantes
- Forças do campo são desprezíveis
- Não há geração da energia térmica
- Escoamento não reativo
- Gradientes normais à superfície do objeto são muito maiores do que aqueles ao longo da superfície

Equações da camada limite

$$\frac{\partial p}{\partial x} \approx \frac{dp_\infty}{dx}$$

Gradiente de pressão ao longo da superfície

$$\frac{\partial u}{\partial x} + \frac{\partial v}{\partial y} = 0$$

Equação da continuidade

$$u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} = -\frac{1}{\rho} \frac{dp_\infty}{dx} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2}$$

Conservação do momento

$$u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\nu}{c_p} \left(\frac{\partial u}{\partial y} \right)^2$$

Conservação da energia

$$u \frac{\partial C_A}{\partial x} + v \frac{\partial C_A}{\partial y} = D_{AB} \frac{\partial^2 C_A}{\partial y^2}$$

Conservação da espécie

Similaridade na camada limite

Introduzimos parâmetros normalizadas

$$y^* \equiv \frac{y}{L}$$

L comprimento característico

$$v^* \equiv \frac{v}{V}$$

V – velocidade a montante (corrente livre)

$$T^* \equiv \frac{T - T_s}{T_\infty - T_s}$$

Temperatura adimensional

$$C_A^* \equiv \frac{C_A - C_{A,s}}{C_{A,\infty} - C_{A,s}}$$

Concentração adimensional

As equações da camadas limite na forma adimensional

Boundary Layer	Conservation Equation	Boundary Conditions		Similarity Parameter(s)
		Wall	Free Stream	
Velocity	$u^* \frac{\partial u^*}{\partial x^*} + v^* \frac{\partial u^*}{\partial y^*} = -\frac{dp^*}{dx^*} + \frac{1}{Re_L} \frac{\partial^2 u^*}{\partial y^{*2}} \quad (6.35)$	$u^*(x^*, 0) = 0$	$u^*(x^*, \infty) = \frac{u_\infty(x^*)}{V} \quad (6.38)$	$Re_L = \frac{VL}{\nu} \quad (6.41)$
Thermal	$u^* \frac{\partial T^*}{\partial x^*} + v^* \frac{\partial T^*}{\partial y^*} = \frac{1}{Re_L Pr} \frac{\partial^2 T^*}{\partial y^{*2}} \quad (6.36)$	$T^*(x^*, 0) = 0$	$T^*(x^*, \infty) = 1 \quad (6.39)$	$Re_L, Pr = \frac{\nu}{\alpha} \quad (6.42)$
Concentration	$u^* \frac{\partial C_A^*}{\partial x^*} + v^* \frac{\partial C_A^*}{\partial y^*} = \frac{1}{Re_L Sc} \frac{\partial^2 C_A^*}{\partial y^{*2}} \quad (6.37)$	$C_A^*(x^*, 0) = 0$	$C_A^*(x^*, \infty) = 1 \quad (6.40)$	$Re_L, Sc = \frac{\nu}{D_{AB}} \quad (6.43)$

$$u^* = f\left(x^*, y^*, Re_L, \frac{dp^*}{dx^*}\right)$$

$$T^* = f\left(x^*, y^*, Re_L, Pr, \frac{dp^*}{dx^*}\right)$$

$$C_A^* = f\left(x^*, y^*, Re_L, Sc, \frac{dp^*}{dx^*}\right)$$

$$C_f = \frac{2}{Re_L} f(x^*, Re_L)$$

$$Nu \equiv \frac{hL}{k_f} = + \left. \frac{\partial T^*}{\partial y^*} \right|_{y^*=0}$$

$$Nu = f(x^*, Re_L, Pr)$$

$$Sh \equiv \frac{h_m L}{D_{AB}} = + \left. \frac{\partial C_A^*}{\partial y^*} \right|_{y^*=0}$$

$$Sh = f(x^*, Re_L, Sc)$$

As equações da camadas limite na forma adimensional

$$\text{Re}_L = \frac{\rho V L}{\mu} \quad \text{Número de Reynolds: razão entre as forças de inércia e viscosas}$$

$$\text{Pr} = \frac{c_p \mu}{k} = \frac{\nu}{\alpha} \quad \text{Número de Prandtl: razão entre difusividades de momento e térmica}$$

$$\text{Sc} = \frac{\nu}{D_{AB}} \quad \text{Número de Schmidt: razão entre difusividades de momento e de massa}$$

$$\text{Nu} = \frac{h L}{k_f} \quad \text{Número de Nusselt: razão entre transferência de calor por convecção e somente por condução}$$

$$\text{Sh} = \frac{h_m L}{D_{AB}} \quad \text{Número de Sherwood: razão entre a convecção e a transferência de massa por difusão pura}$$

Número adimensional de Nusselt

$$h_x = \frac{-k \left. \frac{dT}{dy} \right|_{y=0}}{T_s - T_\infty} = \frac{-k \left. \frac{T - T_s}{dy} \right|_{y=0}}{T_s - T_\infty}$$

$$\frac{h_x}{k} = \frac{\left. \frac{T_s - T}{dy} \right|_{y=0}}{T_s - T_\infty}$$

Introduzindo L para tornar adimensional

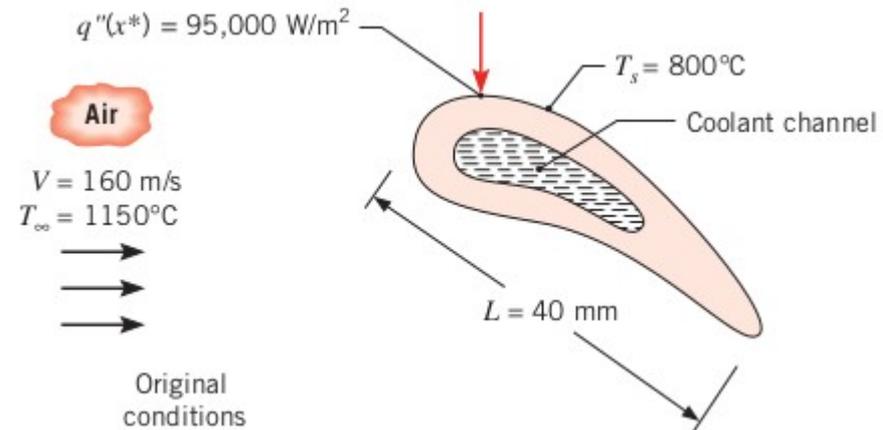
$$\text{Nu}_L \equiv \frac{h_x L}{k} = \frac{\left. \frac{T_s - T}{dy} \right|_{y=0}}{\frac{T_s - T_\infty}{L}} = f(x^*, \text{Re}_L, \text{Pr})$$

Diferença entre Nu e Bi: para Bi k é do sólido, para Nu k é do fluido

Exemplo

Testes experimentais, usando ar como fluido de trabalho, foram realizados em uma parte da pá da turbina. O fluxo térmico para a pá em um ponto particular (x^*) sobre a superfície foi medido, sendo $q'' = 95.000 \text{ W/m}^2$. Para manter uma temperatura superficial em regime estacionário de $800 \text{ }^\circ\text{C}$, o calor transferido para a pá é removido por uma substância refrigerante que circula em seu interior.

1. Determine o fluxo térmico para a pá em x^* , se a sua temperatura superficial for reduzida para $T_1 = 700 \text{ }^\circ\text{C}$ a partir do aumento da vazão do refrigerante.
2. Determine o fluxo térmico no mesmo local adimensional x^* em uma pá de turbina similar com um comprimento de corda de $L = 80 \text{ mm}$, quando a pá operar em um escoamento de ar com $T = 1150 \text{ }^\circ\text{C}$ e $v = 80 \text{ m/s}$, com $T_s = 800 \text{ }^\circ\text{C}$.



Exemplo

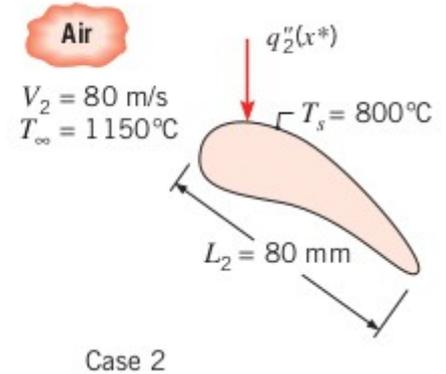
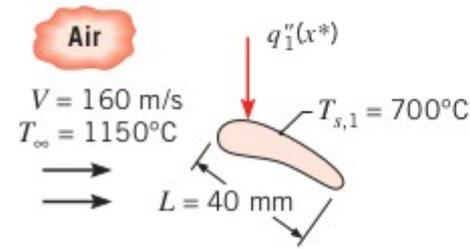
$$q'' = h(T_\infty - T_s)$$

$$h = \frac{q''}{T_\infty - T_s}$$

$$Nu = \frac{hL}{k} = f(x^*, Re_L, Pr)$$

$$q_1'' = h(T_\infty - T_s) = \frac{q''}{T_\infty - T_s} (T_\infty - T_s)$$

$$q_1'' = \frac{95000}{1150 - 800} (1150 - 700) = 122000 \text{ W/m}^2$$



Exemplo

Observa-se que o Re não mudou:

$$Re_{1,2} = \frac{V_1 L_1}{\nu} = \frac{\frac{V_1}{2} 2 L_1}{\nu}$$

$$Nu_1 = Nu_2$$

$$\frac{h_1 L_1}{k} = \frac{h_2 L_2}{k}$$

$$h_2 = h_1 \frac{L_1}{L_2} = \frac{q_1''}{T_\infty - T_s} \frac{L_1}{L_2}$$

$$q_2'' = h_2 (T_\infty - T_s) = \frac{q_1''}{T_\infty - T_s} (T_\infty - T_s) \frac{L_1}{L_2}$$

$$q_2'' = q_1'' \frac{L_1}{L_2} = 95000 \frac{0.04}{0.08} = 47500 \text{ W/m}^2$$

