

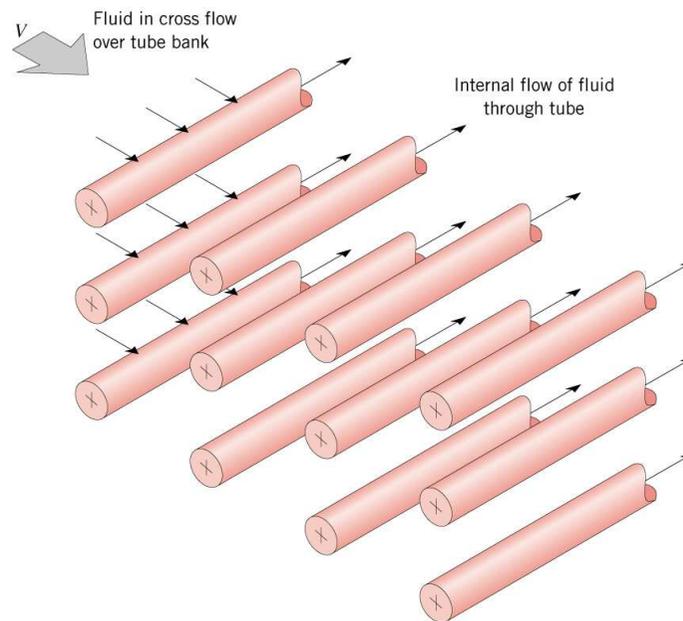


CAPÍTULO 2 – ESCOAMENTO EXTERNO

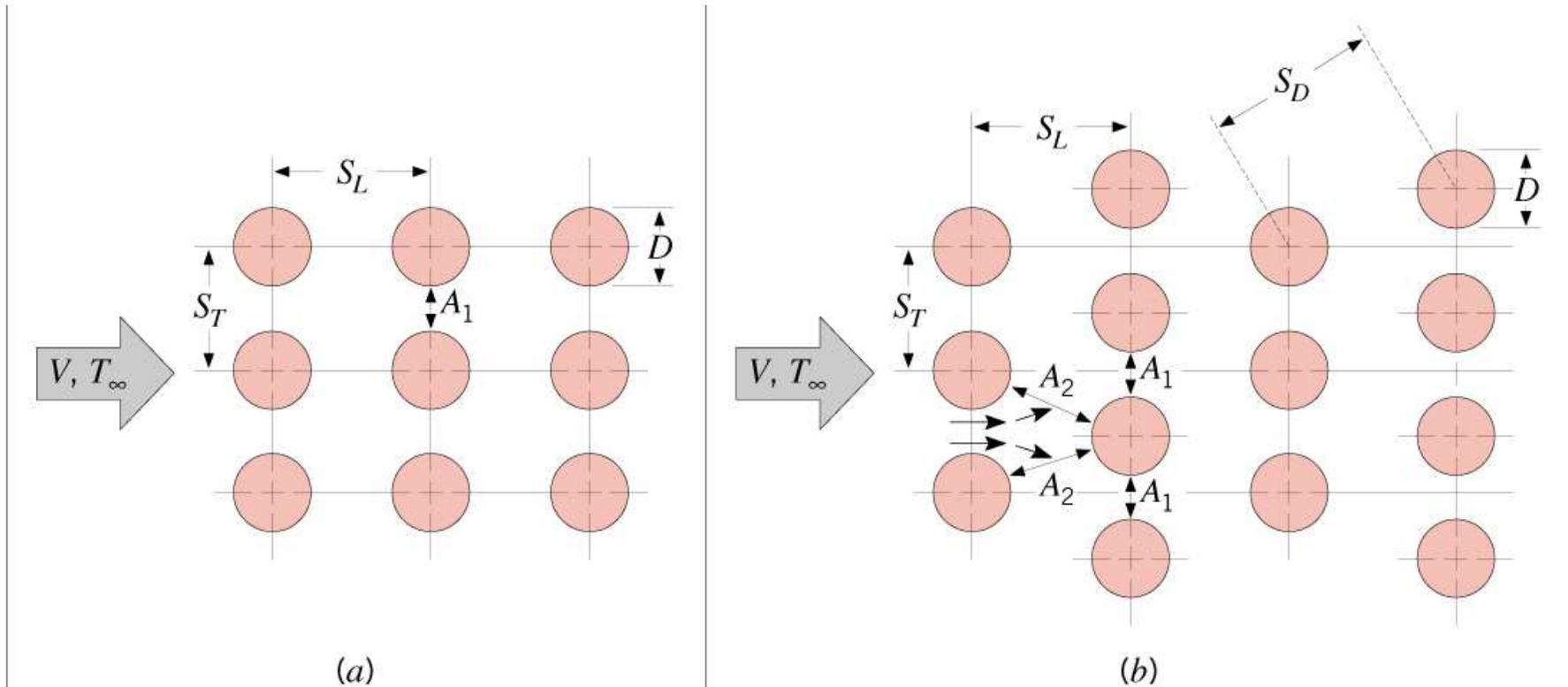
Prof. Dr. Santiago del Rio Oliveira

2.6 ESCOAMENTO ATRAVÉS DE BANCOS DE TUBOS

- Tem relevância em processos de **geração de vapor em uma caldeira** e no **resfriamento da mistura líquido-vapor num condensador**.
- Estamos interessados na transferência de calor por convecção associada com o escoamento cruzado sobre os tubos.



- As fileiras de tubos de um banco são **alinhadas** (a) ou em **alternadas** (b) na direção da velocidade do fluido V .



- D é o diâmetro do tubo, S_T é o passo transversal, S_L é o passo longitudinal e S_D é o passo diagonal.
- O valor de \bar{h} para um tubo na primeira fileira é similar ao valor de um único tubo no escoamento de corrente cruzada.
- Maiores valores de \bar{h} estão associados a tubos nas fileiras internas, já que os tubos das primeiras fileiras atuam como uma rede de turbulência.
- Após 4 ou 5 fileiras de tubos o escoamento estabiliza e \bar{h} varia muito pouco.
- Para escoamento de ar através de feixes de tubos de 10 ou mais fileiras ($N_L \geq 10$), Grimison (1937) obteve a seguinte correlação:

$$\overline{\text{Nu}}_D = C_1 \text{Re}_{D,\max}^m \quad \left[\begin{array}{l} N_L \geq 10 \\ 2000 < \text{Re}_{D,\max} < 40.000 \\ \text{Pr} = 0,7 \end{array} \right]$$

onde $\text{Re}_{D,\max} = \frac{\rho V_{\max} D}{\mu}$

- Para um **fluido qualquer** utiliza-se a seguinte correlação modificada:

$$\overline{\text{Nu}}_D = 1,13 C_1 \text{Re}_{D,\max}^m \text{Pr}^{1/3} \quad \left[\begin{array}{l} N_L \geq 10 \\ 2000 < \text{Re}_{D,\max} < 40.000 \\ \text{Pr} \geq 0,7 \end{array} \right]$$

- Para as correlações anteriores, as propriedades devem ser avaliadas na **temperatura de filme**. As constantes C_1 e m podem ser obtidas abaixo:

Constantes C_1 e m para bancos de tubos de 10 ou mais fileiras

S_L/D	S_T/D							
	1.25		1.5		2.0		3.0	
	C_1	m	C_1	m	C_1	m	C_1	m
Aligned								
1.25	0.348	0.592	0.275	0.608	0.100	0.704	0.0633	0.752
1.50	0.367	0.586	0.250	0.620	0.101	0.702	0.0678	0.744
2.00	0.418	0.570	0.299	0.602	0.229	0.632	0.198	0.648
3.00	0.290	0.601	0.357	0.584	0.374	0.581	0.286	0.608
Staggered								
0.600	—	—	—	—	—	—	0.213	0.636
0.900	—	—	—	—	0.446	0.571	0.401	0.581
1.000	—	—	0.497	0.558	—	—	—	—
1.125	—	—	—	—	0.478	0.565	0.518	0.560
1.250	0.518	0.556	0.505	0.554	0.519	0.556	0.522	0.562
1.500	0.451	0.568	0.460	0.562	0.452	0.568	0.488	0.568
2.000	0.404	0.572	0.416	0.568	0.482	0.556	0.449	0.570
3.000	0.310	0.592	0.356	0.580	0.440	0.562	0.428	0.574

- Se $N_L < 10$ um fator de correção C_2 pode ser aplicado tal que:

$$\overline{\text{Nu}}_D|_{(N_L < 10)} = C_2 \overline{\text{Nu}}_D|_{(N_L \geq 10)}$$

Fator de correção C_2 para $N_L < 10$

N_L	1	2	3	4	5	6	7	8	9
Aligned	0.64	0.80	0.87	0.90	0.92	0.94	0.96	0.98	0.99
Staggered	0.68	0.75	0.83	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99

- O número de Reynolds é baseado na **velocidade máxima do fluido ocorrendo no interior do banco de tubos.**
- Para **arranjo alinhado** V_{\max} ocorre no plano transversal A_1 tal que para um **fluido incompressível** tem-se que:

$$V_{\max} = \frac{S_T}{S_T - D} V$$

- Para **configuração alternada**, V_{\max} pode ocorrer no plano transversal A_1 ou no plano diagonal A_2 .

- V_{\max} ocorrerá em A_2 se $S_D = \left[S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2} \right)^2 \right]^{1/2} < \frac{S_T + D}{2}$, sendo dada por:

$$V_{\max} = \frac{S_T}{2(S_D - D)} V$$

- Caso $S_D = \left[S_L^2 + \left(\frac{S_T}{2} \right)^2 \right]^{1/2} > \frac{S_T + D}{2}$ V_{\max} ocorrerá em A_1 , sendo dada por:

$$V_{\max} = \frac{S_T}{S_T - D} V$$

- Resultados mais recentes obtidos por Zukauskas (1972) propõem uma correlação na forma:

$$\overline{\text{Nu}}_D = C \text{Re}_{D,\max}^m \text{Pr}^{0,36} \left(\frac{\text{Pr}}{\text{Pr}_s} \right)^{1/4} \left[\begin{array}{l} N_L \geq 20 \\ 0,7 < \text{Pr} < 500 \\ 1000 < \text{Re}_{D,\max} < 2 \times 10^6 \end{array} \right]$$

- As propriedades são avaliadas na média **aritmética das temperaturas de entrada** $T_{ent} = T_\infty$ **e saída do fluido** T_{sai} e Pr_s deve ser avaliado em T_s . As constantes C e m são listadas na tabela abaixo.
- Se $N_L < 20$ um fator de correção C_2 pode ser aplicado tal que:

$$\overline{\text{Nu}}_D|_{(N_L < 20)} = C_2 \overline{\text{Nu}}_D|_{(N_L \geq 20)}$$

Constantes C e m da equação de Zhukauskas

Configuration	$Re_{D,\max}$	C	m
Aligned	$10-10^2$	0.80	0.40
Staggered	$10-10^2$	0.90	0.40
Aligned	10^2-10^3	Approximate as a single (isolated) cylinder	
Staggered	10^2-10^3		
Aligned ($S_T/S_L > 0.7$) ^a	$10^3-2 \times 10^5$	0.27	0.63
Staggered ($S_T/S_L < 2$)	$10^3-2 \times 10^5$	$0.35(S_T/S_L)^{1/5}$	0.60
Staggered ($S_T/S_L > 2$)	$10^3-2 \times 10^5$	0.40	0.60
Aligned	$2 \times 10^5-2 \times 10^6$	0.021	0.84
Staggered	$2 \times 10^5-2 \times 10^6$	0.022	0.84

^aFor $S_T/S_L < 0.7$, heat transfer is inefficient and aligned tubes should not be used.

Fator de correção C_2 para $N_L < 20$

N_L	1	2	3	4	5	7	10	13	16
Aligned	0.70	0.80	0.86	0.90	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99
Staggered	0.64	0.76	0.84	0.89	0.92	0.95	0.97	0.98	0.99

- Para o cálculo da taxa de transferência de calor é utilizada a média logarítmica das diferença de temperaturas ΔT_{ml} pois a temperatura do fluido varia conforme ele se move através do banco de tubos:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_s - T_{ent}) - (T_s - T_{sai})}{\ln(T_s - T_{ent} / T_s - T_{sai})}$$

- A temperatura de saída, necessária para calcular a ΔT_{ml} pode ser calculada a partir da seguinte equação:

$$\frac{T_s - T_{sai}}{T_s - T_{ent}} = \exp\left(-\frac{\pi DN \bar{h}}{\rho V N_T S_T c_p}\right) \quad (\rho) \text{ deve ser avaliado em } T_{ent}$$

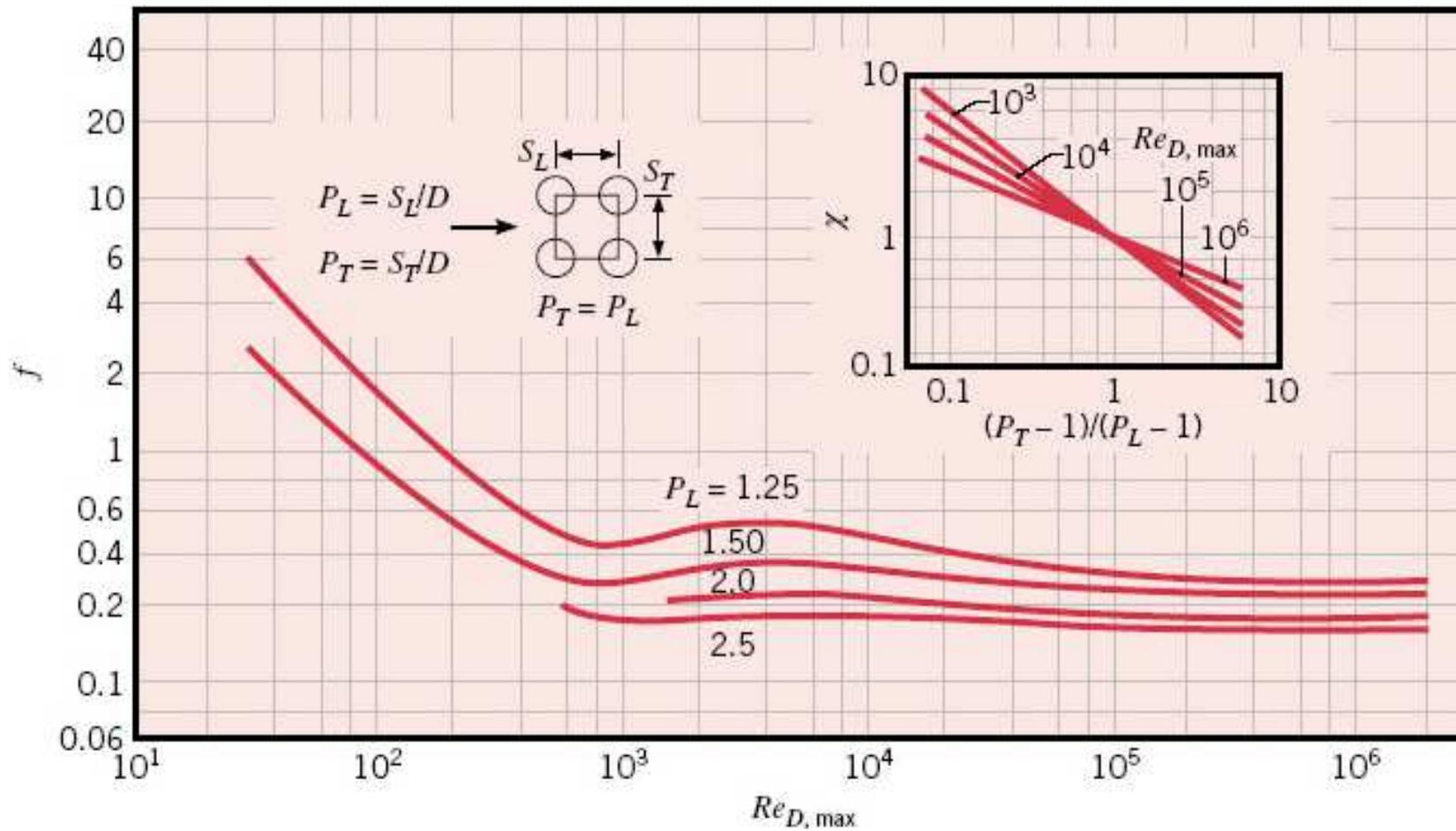
- N é o número total de tubos e N_T é o número total de tubos no plano transversal. A taxa de transferência de calor por unidade de comprimento dos tubos é calculada como:

$$q' = N(\bar{h} \pi D \Delta T_{ml})$$

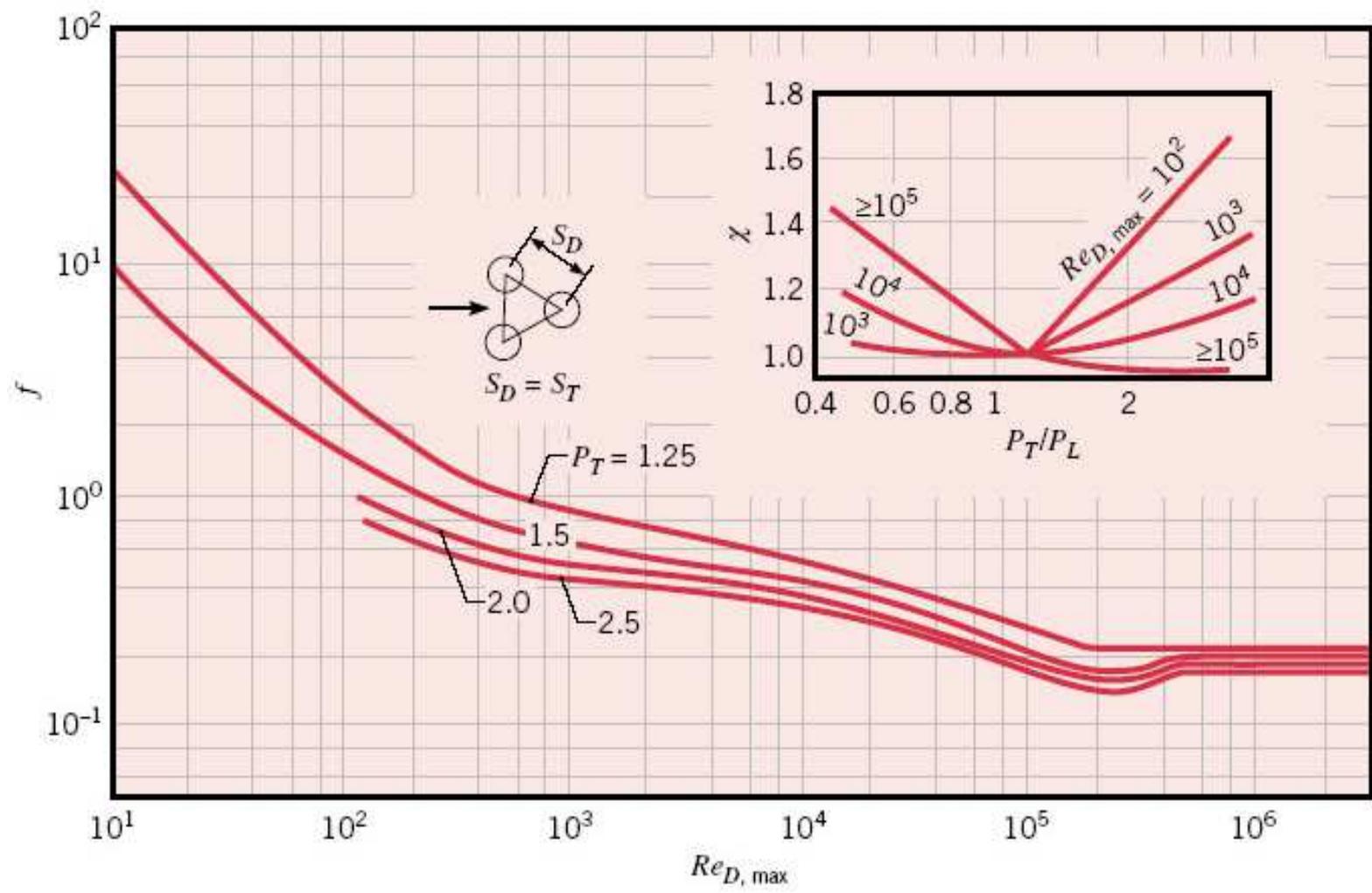
- A potência necessária para mover o fluido através do banco é diretamente proporcional à queda de pressão associada ao escoamento, calculada como:

$$\Delta p = N_L \chi \left(\frac{\rho V_{\max}^2}{2} \right) f$$

- O fator de atrito f e o fator de correção χ são obtidos dos gráficos abaixo:



Fator de atrito f e fator de correção χ para tubos alinhados.



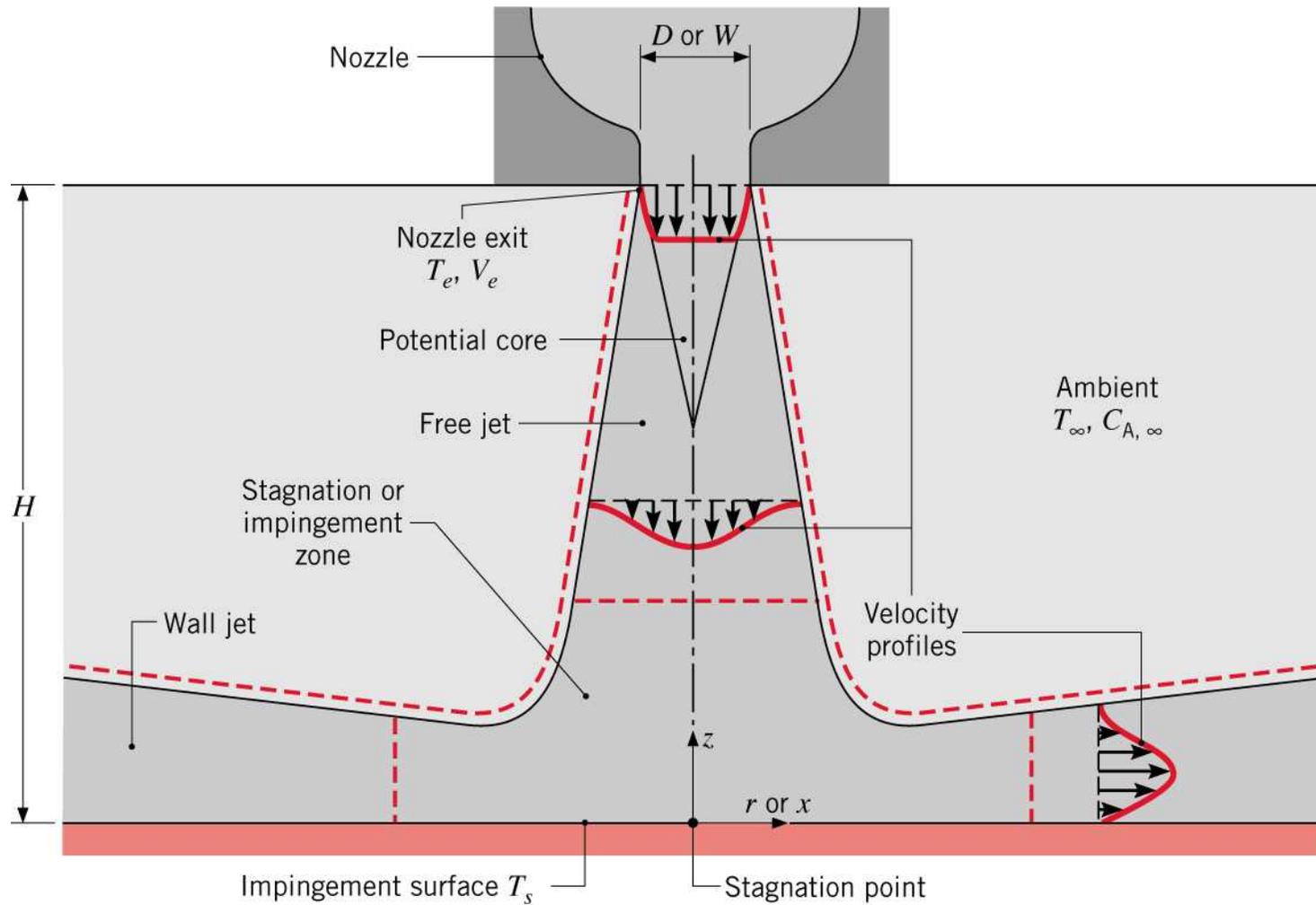
Fator de atrito f e fator de correção χ para tubos alternados.

2.7 JATOS COLIDENTES

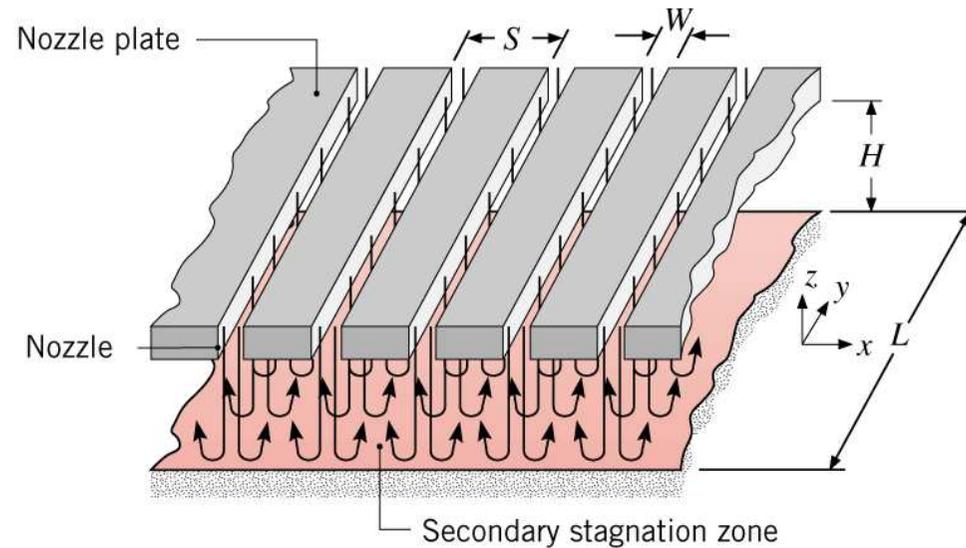
- Jatos sobre superfícies podem ser utilizados para **alcançar maiores valores** de h em processos de aquecimento, resfriamento, secagem.
- Algumas aplicações são têmpera de placa de vidro, recozimento de chapas metálicas, secagem de produtos têxteis e de papel, resfriamento de componentes aquecidos em motores de turbinas a gás e o degelo de sistemas em aeronaves.

2.7.1 Considerações fluidodinâmicas e geométricas

- Jatos de gás podem ser descarregados a partir de um **bico arredondado** de diâmetro D ou de uma **fenda retangular** de largura W . Normalmente, os jatos são **turbulentos**.
- Como $T_e \neq T_s$ ocorrerá **transferência de calor por convecção**.

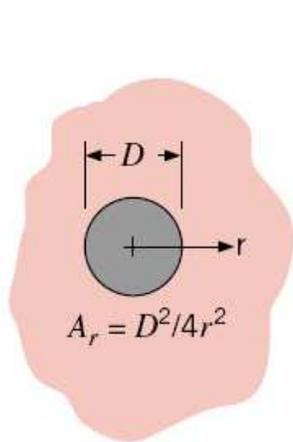


Superfície de colisão de um único jato de gás arredondado ou retangular.

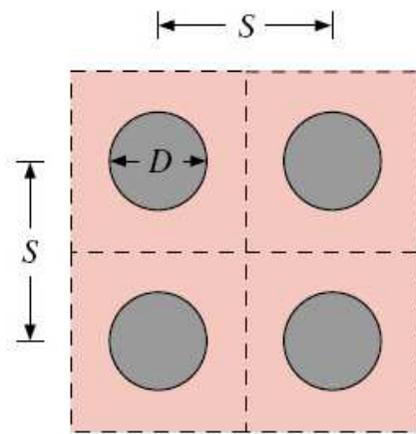


Superfície de colisão de um conjunto de jatos retangulares.

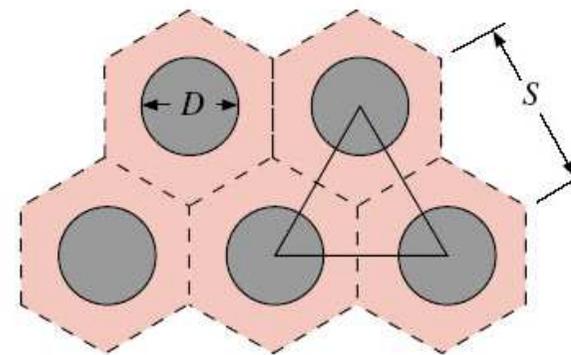
- Na figura abaixo pode ser visualizado a **vista em planta** (superior) de bicos únicos circular e retangular, assim como séries de bicos circulares e retangulares.
 - (a) único jato arredondado
 - (b) arranjo alinhados de jatos arredondados
 - (c) arranjo alternado de jatos arredondados
 - (d) único jato retangular
 - (e) arranjo de jatos retangulares



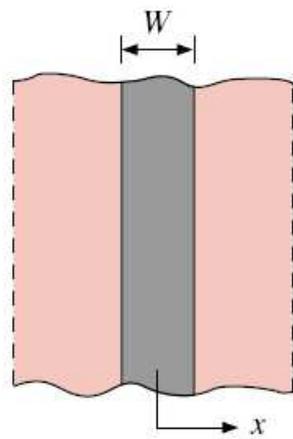
(a)



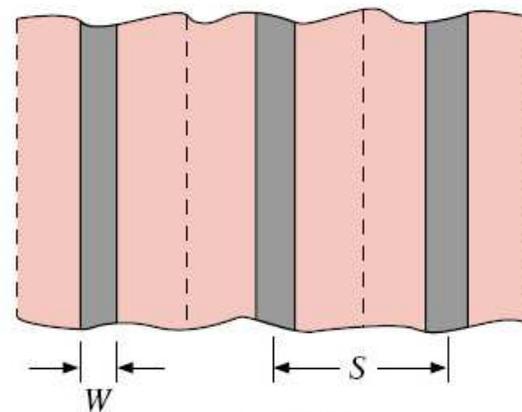
(b)



(c)



(d)



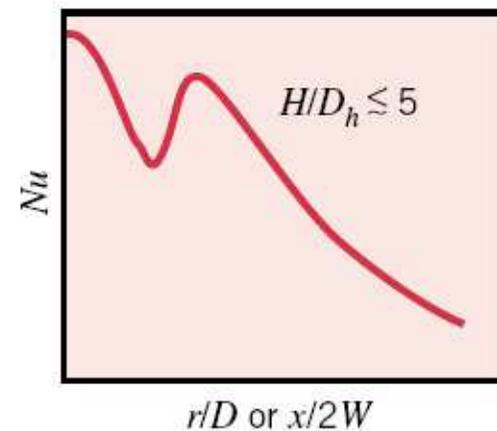
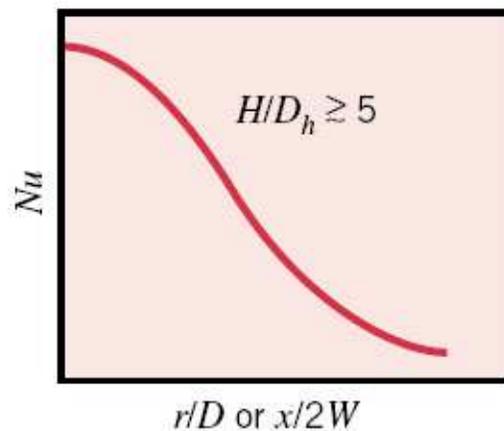
(e)

- Um parâmetro geométrico pertinente é $A_r = A_{c,e}/A_{cel}$ que é a razão entre a área da seção transversal da saída do bico e a área da superfície da célula.

2.7.2 Transferência de calor por convecção

- Admite-se que o jato de gás saia com velocidade V_e e temperatura T_e e que a superfície de colisão tenha **temperatura uniforme** $T_s \neq T_e$ de forma que:

$$q'' = \bar{h}(T_e - T_s) = \bar{h}(T_s - T_e)$$



- Espera-se que as **correlações de transferência de calor** tenham a seguinte forma:

$$\overline{\text{Nu}} = f(\text{Re}, \text{Pr}, r(\text{ou } x)/D_h, H/D_h)$$

- Tem-se que $\overline{\text{Nu}} = \frac{\bar{h}D_h}{k}$ e $\text{Re} = \frac{V_e D_h}{\nu}$, onde $D_h = D$ (bico redondo) ou $D_h = 2W$ (bico retangular)
- Para um **único bico redondo**, Martin (1977) recomenda a correlação:

$$\frac{\overline{\text{Nu}}}{\text{Pr}^{0,42}} = G\left(\frac{r}{D}, \frac{H}{D}\right) F_1(\text{Re})$$

$$F_1 = 2 \text{Re}^{1/2} \left(1 + 0,005 \text{Re}^{0,55}\right)^{1/2}$$

e

$$G = \frac{D}{r} \frac{1 - 1,1D/r}{1 + 0,1(H/D - 6)D/r}$$

- Substituindo D/r por $2A_r^{1/2}$ obtém-se $G = 2A_r^{1/2} \frac{1 - 2,2A_r^{1/2}}{1 + 0,2(H/D - 6)A_r^{1/2}}$

- A faixa de validade é $\left[\begin{array}{c} 2000 \leq Re \leq 400.000 \\ 2 \leq H/D \leq 12 \\ 2,5 \leq r/D \leq 7,5 \\ \text{ou} \\ 0,04 \leq A_r \leq 0,004 \end{array} \right]$

- Para um **único bico retangular** a correlação é da forma:

$$\frac{\overline{Nu}}{Pr^{0,42}} = \frac{3,06}{x/W + H/W + 2,78} Re^m \quad \text{e} \quad m = 0,695 - \left[\left(\frac{x}{2W} \right) + \left(\frac{H}{2W} \right)^{1,33} + 3,06 \right]^{-1}$$

- A faixa de validade é
$$\left[\begin{array}{l} 3000 \leq \text{Re} \leq 90.000 \\ 2 \leq H/W \leq 10 \\ 4 \leq x/W \leq 20 \end{array} \right]$$

- Para uma **série de bicos redondos**, recomenda-se a seguinte correlação:

$$\frac{\overline{\text{Nu}}}{\text{Pr}^{0,42}} = K \left(A_r, \frac{H}{D} \right) G \left(A_r, \frac{H}{D} \right) F_2(\text{Re})$$

$$K = \left[1 + \left(\frac{H/D}{0,6/A_r^{1/2}} \right)^6 \right]^{-0,05}$$

$$G = 2A_r^{1/2} \frac{1 - 2,2A_r^{1/2}}{1 + 0,2(H/D - 6)A_r^{1/2}}$$

$$F_2 = 0,5\text{Re}^{2/3}$$

- A faixa de validade é
$$\left[\begin{array}{l} 2000 \leq \text{Re} \leq 100.000 \\ 2 \leq H/D \leq 12 \\ 0,004 \leq A_r \leq 0,04 \end{array} \right]$$

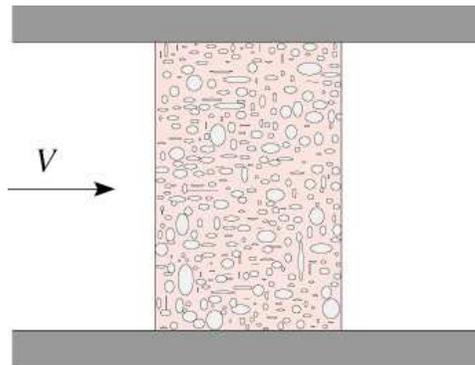
- Para uma **série de bicos retangulares**, recomenda-se a seguinte correlação:

$$\frac{\overline{\text{Nu}}}{\text{Pr}^{0,42}} = \frac{2}{3} A_{r,o}^{3/4} \left(\frac{2\text{Re}}{A_r/A_{r,o} + A_{r,o}/A_r} \right)^{2/3} \quad \text{e} \quad A_{r,o} = \left[60 + 4 \left(\frac{H}{2W} - 2 \right)^2 \right]^{-1/2}$$

- A faixa de validade é
$$\left[\begin{array}{l} 1500 \leq \text{Re} \leq 40.000 \\ 2 \leq H/W \leq 80 \\ 0,008 \leq A_r \leq 2,5 A_{r,o} \end{array} \right]$$

2.8 LEITOS RECHEADOS

- O escoamento de gás através de um leito recheado de partículas sólidas é relevante em processos de transferência e armazenamento de energia térmica, secagem, entre outros.
- O termo **leito recheado** refere-se a uma condição para a qual a **posição das partículas é fixada**



- Uma **grande área superficial** por unidade de volume é uma **configuração desejável** para a transferência e armazenamento de energia térmica

- Para escoamento de gás num leito de esferas pode-se utilizar a correlação:

$$\bar{\varepsilon} \bar{j}_H = 2,06 \text{Re}_D^{-0,575} \quad \left[\begin{array}{l} \text{Pr} \approx 0,7 \\ 90 \leq \text{Re}_D \leq 4000 \end{array} \right]$$

- ε é a **porosidade do leito** (volume de espaço vazio por unidade de volume do leito) com valores que estão entre 0,30 e 0,50
- $\bar{j}_H = \bar{\text{St}} \text{Pr}^{2/3}$ é o **fator j de Colburn** para transferência de calor
- $\bar{\text{St}} = \frac{\bar{h}}{\rho V c_p} = \frac{\bar{\text{Nu}}}{\text{RePr}}$ é o **número de Stanton**
- $\text{Re}_D = \frac{VD}{\nu}$ é definido em função do diâmetro da esfera e da velocidade a montante V que existiria no canal vazio sem o leito

- A correlação anterior pode ser utilizada para um leito de cilindros com tamanhos uniformes com razão entre o comprimento e o diâmetro igual a 1 e para um leito de cubos
- Para isso deve-se **multiplicar o lado direito da correlação por um fator de correção**. Para o caso de cilindros o fator é 0,79 e para o caso de cubos o fator é 0,71
- Para a correlação anterior, as propriedades devem ser avaliadas na **média aritmética das temperaturas do fluido entrando e saindo do leito**
- Se as partículas estiverem com temperatura uniforme T_s a taxa de transferência de calor para o leito pode ser calculada como:

$$q = \bar{h}A_{p,t}\Delta T_{ml}$$

- $A_{p,t}$ é a área total da superfície das partículas e ΔT_{ml} é a média logarítmica da diferença de temperaturas, calculada como:

$$\Delta T_{ml} = \frac{(T_s - T_{ent}) - (T_s - T_{sai})}{\ln\left(\frac{T_s - T_{ent}}{T_s - T_{sai}}\right)}$$

- A temperatura de saída, que é necessária para calcular ΔT_{ml} pode ser estimada como:

$$\frac{T_s - T_{sai}}{T_s - T_{ent}} = \exp\left(-\frac{\bar{h}A_{p,t}}{\rho VA_{st,l}c_p}\right)$$

- $A_{st,l}$ é a área da seção transversal (canal) do leito.