



CAPÍTULO 4

PROJETO TÉRMICO DE TROCADORES DE CALOR TIPO DUPLO TUBO

- Metodologia de projeto
- Descrição dos trocadores

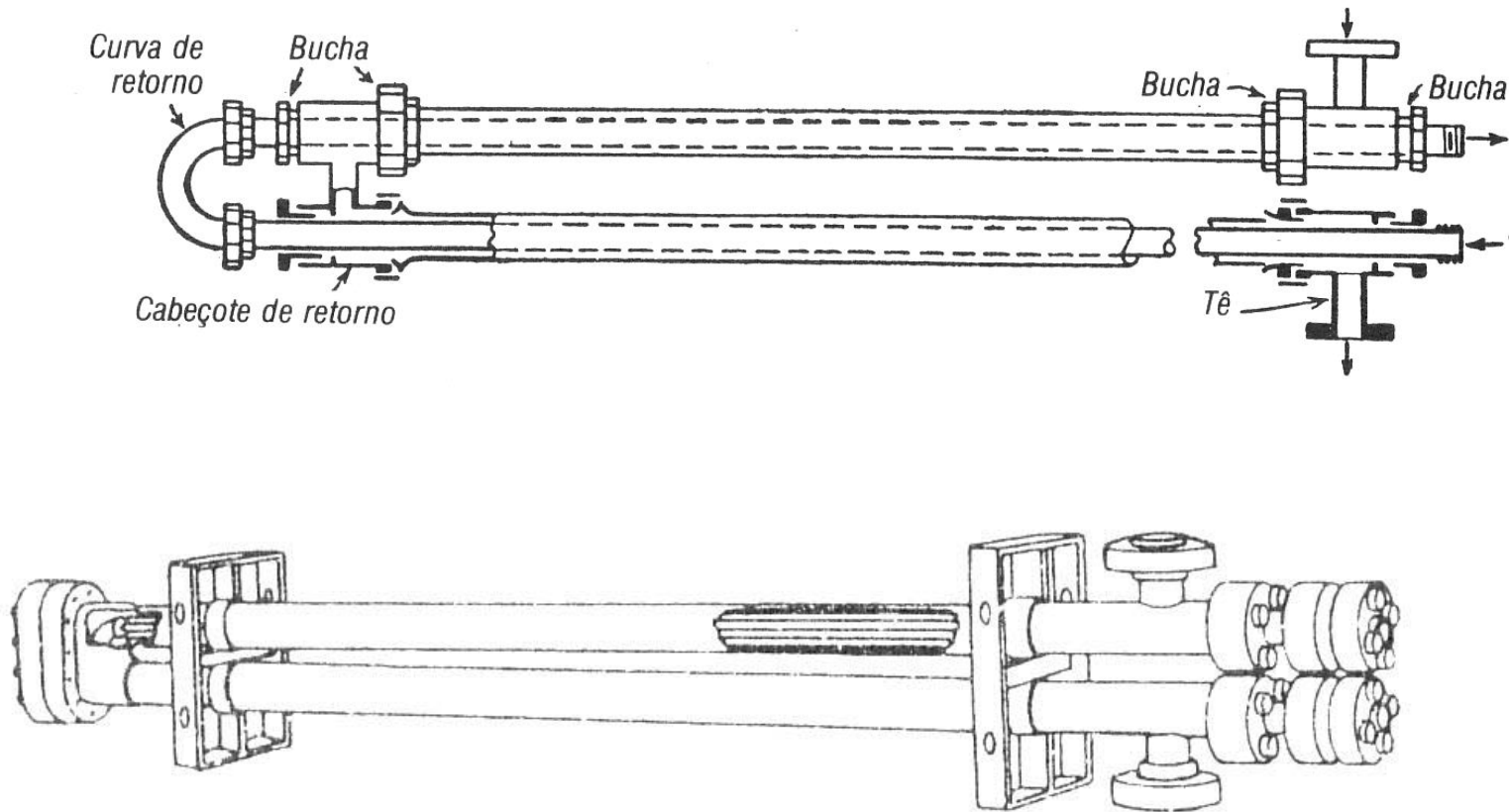


Tabela 4.1- Conexões de um trocador de calor duplo tubo
(em polegadas)

Tubo externo, IPS	Tubo interno, IPS
2	1 ¼
2 ½	1 ¼
3	2
4	3

Comprimentos

COEFICIENTES DE PELÍCULA PARA FLUIDOS EM TUBOS

$$Nu = 1,86 \left[(Re)(Pr) \left(\frac{D}{L} \right) \right]^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14}$$

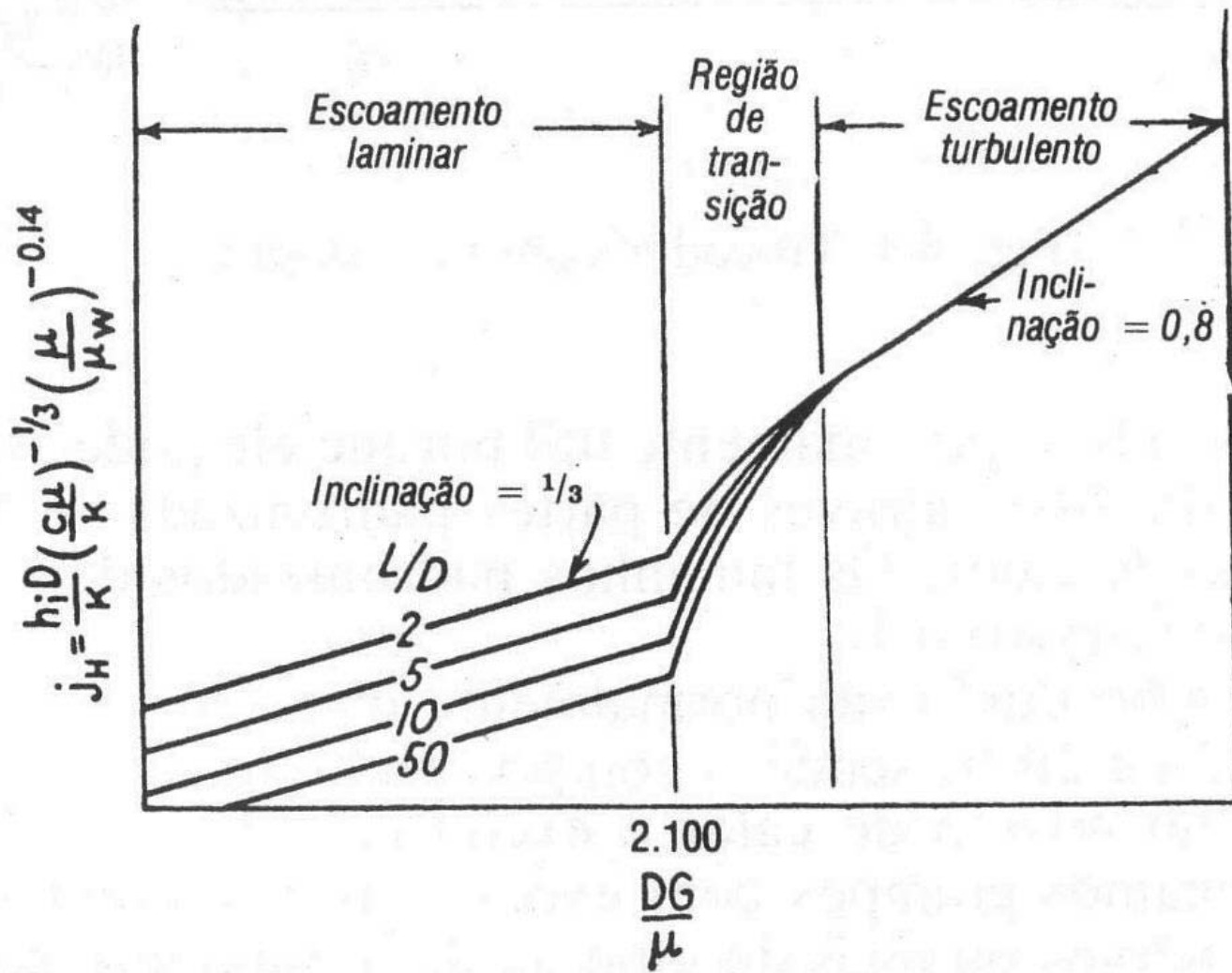
$$Re_d Pr \frac{D}{L} > 10$$

Escoamento laminar

$$\frac{h_i D}{k} = 1,86 \left[\left(\frac{\rho V D}{\mu} \right) \left(\frac{\mu C_p}{k} \right) \left(\frac{D}{L} \right) \right]^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14}$$

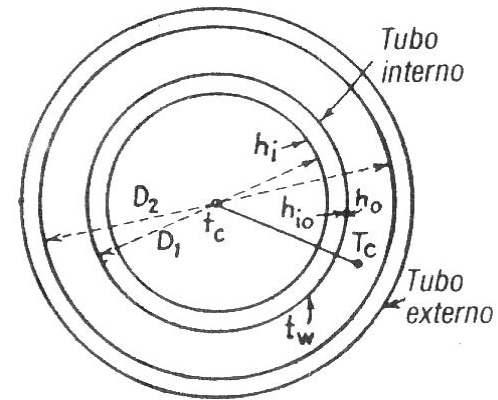
$$Nu = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14}$$

Escoamento turbulento



COEFICIENTES DE PELÍCULA PARA FLUIDOS QUE ESCOAM EM ANÉIS

$$D_H = \frac{4A}{P}$$



Transferência de calor

$$D_H = \frac{4A}{P} = \frac{4 \times \text{área de escoamento}}{\text{perímetro molhado}} = \frac{4\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4\pi D_1} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1}$$

Perda de carga

$$D'_H = \frac{4A}{P} = \frac{4 \times \text{área de escoamento}}{\text{perímetro molhado de atrito}} = \frac{4\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4\pi(D_2 + D_1)} = D_2 - D_1$$



QUEDA DE PRESSÃO EM TUBOS E SEÇÕES ANULARES

$$\Delta p \propto V^2$$

$$h_i \propto V^{0,8}$$

$$\Delta p = 4f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2} \rho$$

para escoamento laminar

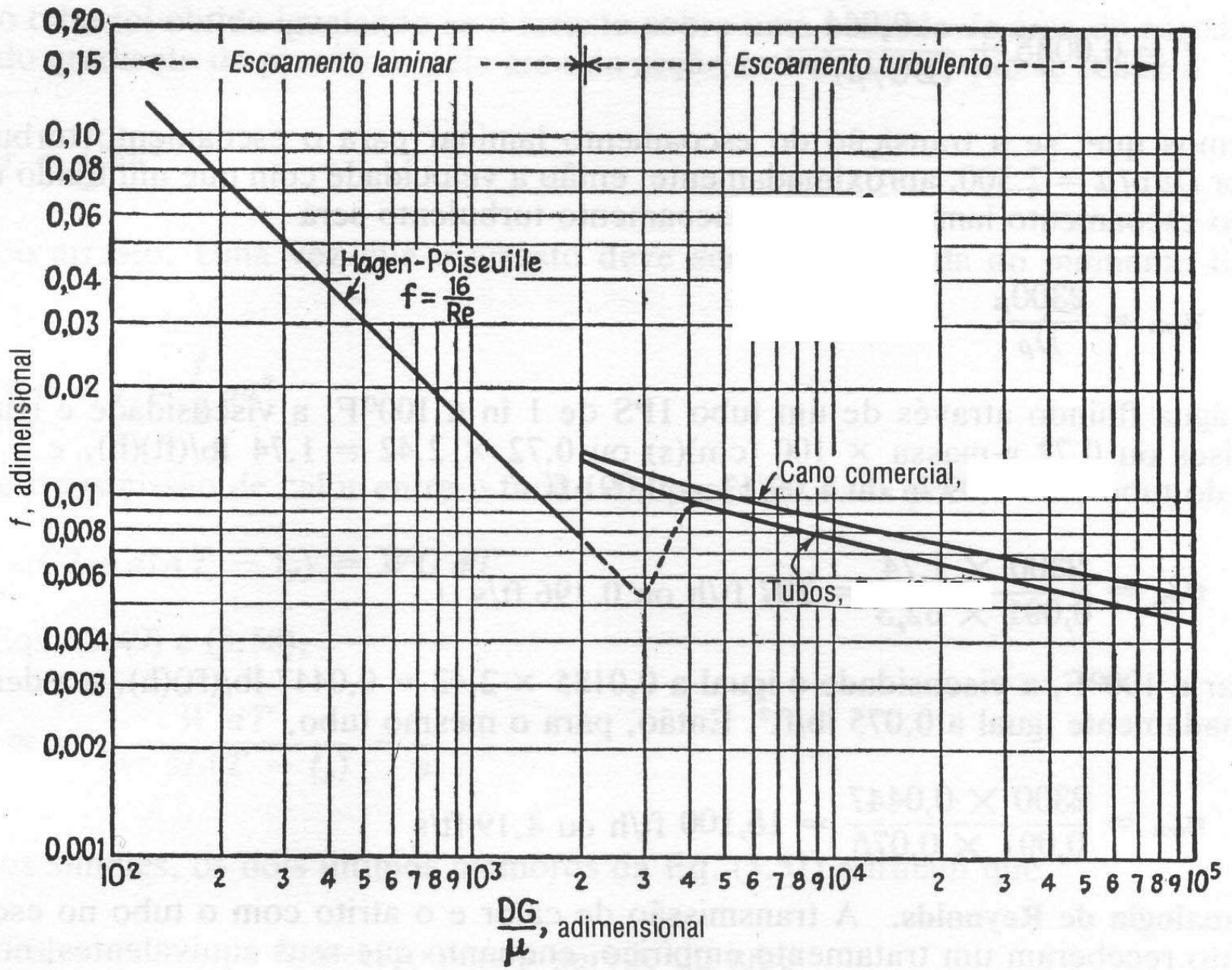
$$f = \frac{16}{Re}$$

para escoamento turbulento em tubos lisos:

$$f = 0,0014 + \frac{0,125}{Re^{0,32}}$$

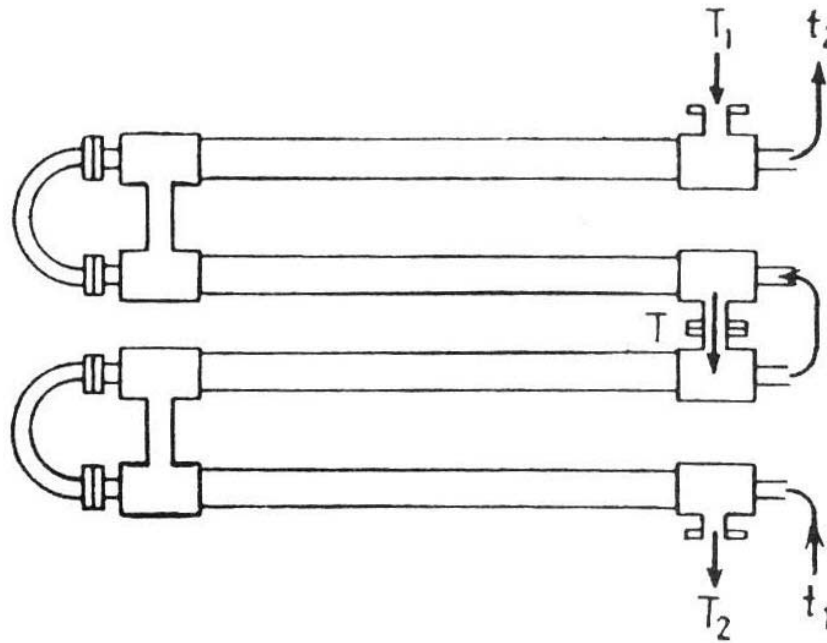
para escoamento turbulento em tubos rugosos:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}}$$



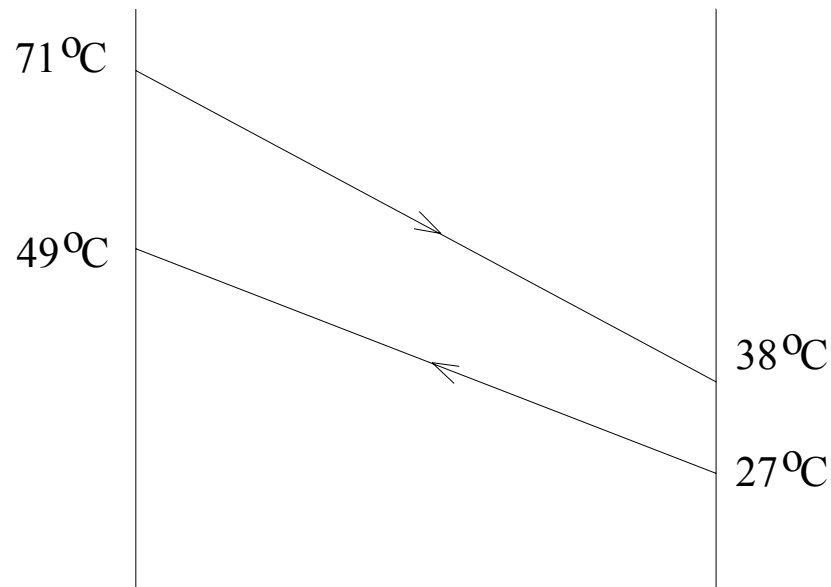
Perda de carga localizada

$$\Delta p = \frac{V^2}{2} \rho$$



EXEMPLO: PROJETO TÉRMICO DE UM TROCADOR DE CALOR DUPLO TUBO

Desejamos aquecer 4 454 kg/h de benzeno frio de 27 °C a 49 °C, usando-se tolueno quente que é resfriado de 71 °C a 38 °C. As densidades relativas a 20 °C são 0,88 e 0,87, respectivamente. As outras propriedades dos fluidos podem ser encontradas na bibliografia especializada ou determinadas experimentalmente. Um fator de incrustação de 0,0002 pode ser admitido para cada corrente, e a queda de pressão permitida para cada corrente é de 0,7 bar. Projetar um trocador de calor duplo tubo para esta operação.



1) Condições do processo necessárias:

Fluido quente: Tolueno

$$T_1 = 71 \text{ }^\circ\text{C}. \quad T_2 = 38 \text{ }^\circ\text{C}. \quad \dot{m}_q = ?. \quad \Delta p = 0,7 \text{ bar}. \quad Rd = 0,0002 \frac{\text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}{\text{W}}$$

Fluido frio: Benzeno

$$t_1 = 27 \text{ }^\circ\text{C}. \quad t_2 = 49 \text{ }^\circ\text{C}. \quad \dot{m}_f = 4\,454 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \quad \Delta p = 0,7 \text{ bar}. \quad Rd = 0,0002 \frac{\text{m}^2 \text{ }^\circ\text{C}}{\text{W}}$$

2) Temperaturas médias:

$$T = \frac{T_1 + T_2}{2} = \frac{71 + 38}{2} = 54,5 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$t = \frac{t_1 + t_2}{2} = \frac{27 + 49}{2} = 38 \text{ }^\circ\text{C}$$

3) Propriedades físicas:

Tolueno	Benzeno
$C_p = 1,842 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$	$C_p = 1,779 \text{ kJ/kg} \cdot ^\circ\text{C}$
$s = 0,87$	$s = 0,88$
$\mu = 4,1 \times 10^{-4} \text{ kg/m.s}$	$\mu = 5 \times 10^{-4} \text{ kg/m.s}$
$k = 0,147 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$	$k = 0,157 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$

4) Seleção dos tubos:

Utilizaremos tubo IPS 2'' x 1 1/4'', com 6 metros de comprimento.

5) Balanço de calor:

benzeno $Q = \dot{m}_f C_{pf} (t_2 - t_1) = 4\,454 \frac{\text{kg}}{\text{h}} \cdot 1,779 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} (49 - 27)^\circ\text{C} = 48,42 \text{ kW}$

tolueno $\dot{m}_q = \frac{Q}{C_{pq} (T_2 - T_1)} = \frac{48,42 \text{ kW}}{1,842 \frac{\text{kJ}}{\text{kg} \cdot ^\circ\text{C}} (71 - 38)^\circ\text{C}} = 0,797 \frac{\text{kg}}{\text{s}} = 2868 \frac{\text{kg}}{\text{h}}$

6) MLDT:

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = \frac{(71 - 49) - (38 - 27)}{\ln\left(\frac{71 - 49}{38 - 27}\right)} = 15,87^\circ\text{C}$$

Para o tubo interno: Benzeno

7) Área de escoamento:

$$D_i = 1,38'' = 35 \text{ mm} \quad a_t = \frac{\pi 0,035^2}{4} = 0,00096 \text{ m}^2$$

8) Velocidade do escoamento:

$$V_t = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot a_t} = \frac{4454 / 3600}{0,88 \cdot 1000 \cdot 0,00096} = 1,46 \text{ m/s}$$

9) Reynolds:

$$Re = \frac{\rho V_t D}{\mu} = \frac{0,88 \cdot 1000 \cdot 1,46 \cdot 0,035}{5 \times 10^{-4}} = 89\,936$$

10) Prandtl:

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} = \frac{5 \times 10^{-4} \cdot 1779}{0,157} = 5,67$$

11) Nusselt:

Escolher a equação adequada de acordo com o tipo de escoamento.

Na primeira iteração considerar , $T_p = \frac{T + t}{2} = \frac{54,5 + 38}{2} = 46,25^\circ C$

correspondendo a $\mu_p = 1,8 \frac{kg}{m.s}$

$$Nu = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14} = 0,027 \cdot 89936^{0,8} \cdot 5,67^{1/3} \cdot \left(\frac{1,779}{1,8} \right)^{0,14} = 442,3$$

12) Coeficiente de transferência de calor por convecção:

$$h_i = Nu \frac{k}{D} = 442,3 \frac{0,157}{0,035} = 1984 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

Para o anel: Tolueno

13) Área de escoamento: $D_1 = 1,66'' = 42,16\text{mm} = 0,04216\text{m}$

$$D_2 = 2,067'' = 52,5\text{mm} = 0,0525\text{m}$$

$$a_a = \frac{\pi(D_2^2 - D_1^2)}{4} = \frac{\pi(0,0525^2 - 0,04216^2)}{4} = 0,000769\text{ m}^2$$

14) Diâmetro equivalente:

$$D_H = \frac{4 \times \text{área de escoamento}}{\text{perímetro molhado}} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} = \frac{0,0525^2 - 0,04216^2}{0,04216} = 0,0232\text{ m}$$

15) Velocidade do escoamento: $V_a = \frac{\dot{m}}{\rho \cdot a_a} = \frac{0,797}{0,87 \cdot 1000 \cdot 0,000769} = 1,191\text{ m/s}$

16) Reynolds: $Re = \frac{\rho V_a D_H}{\mu} = \frac{0,87 \cdot 1000 \cdot 1,191 \cdot 0,0232}{4,1 \times 10^{-4}} = 58632$

17) Prandtl:

$$Pr = \frac{\mu C_p}{k} = \frac{4,1 \times 10^{-4} \cdot 1842}{0,147} = 5,14$$

18) Nusselt:

Escolher a equação adequada de acordo com o tipo de escoamento.

Na primeira iteração considerar , $T_p = \frac{T + t}{2} = \frac{54,5 + 38}{2} = 46,25^\circ C$

correspondendo a $\mu_p = 1,8 \frac{kg}{m.s}$

$$Nu = 0,027 Re^{0,8} Pr^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_p} \right)^{0,14} = 0,027 \cdot 58632^{0,8} \cdot 5,14^{1/3} \cdot \left(\frac{1,842}{1,8} \right)^{0,14} = 304$$

19) Coeficiente de transferência de calor por convecção:

$$h_e = Nu \frac{k}{D_H} = 304 \frac{0,147}{0,0232} = 1926,2 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

20) Temperatura da parede:

$$t_w = t_c + \frac{h_o}{h_{io} + h_o} (T_c - t_c) = 38 + \frac{(1926,2)}{\left(\frac{1984 \cdot 0,035}{0,04216} + 1926,2 \right)} (54,5 - 38) = 46,89^\circ C$$

O valor arbitrado inicialmente $46,25^\circ C$ não apresenta diferença significativa, portanto os coeficientes de transferência de calor por convecção calculados estão corretos

Cálculo da área:

21) Coeficiente global de troca térmica:

$$U_e = \frac{1}{\frac{d_e}{d_i h_i} + \frac{d_e R d_i}{d_i} + \frac{d_e \ln(r_e/r_i)}{2k} + R d_e + \frac{1}{h_e}}$$

$$U_e = \frac{1}{\frac{0,04216}{0,035 \cdot 1984} + \frac{0,04216 \cdot 0,0002}{0,035} + \frac{0,04216 \ln(0,04216/0,035)}{2,53} + 0,0002 + \frac{1}{1926,2}}$$

$$U_e = 609,3 \frac{W}{m^2 \cdot ^\circ C}$$

22) Área total de troca térmica: $A = \frac{Q}{U \cdot MLDT} = \frac{48\,420}{609,3 \cdot 15,87} = 5 \text{ m}^2$

23) Número de tubos: $N_t = \frac{A}{\pi \cdot D_e \cdot L} = \frac{5}{\pi \cdot 0,04216 \cdot 6} = 6,3$

O número de tubos deve ser inteiro, usaremos 6 tubos

$$A' = \pi \cdot D_e \cdot L \cdot N_t = \pi \cdot 0,04216 \cdot 6 \cdot 6 = 4,768 \text{ m}^2$$

$$\text{Erro \%} = \frac{A' - A}{A} \times 100 = \frac{4,768 - 5}{5} \times 100 = -4,63\% < 5\% \rightarrow$$

O trocador é satisfatório quanto à transferência de calor

24) Número de grampos:

$$N_g = \frac{N_t}{2} = \frac{6}{2} = 3$$

Cálculo da perda de carga:

Para o tubo interno:

25) Fator de atrito

De acordo com o número de Reynolds, calculado em (9), determina-se o fator de atrito por:

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} = 0,0035 + \frac{0,264}{89936^{0,42}} = 0,0057$$

26) Perda de carga no tubo

$$\Delta p_t = 4f \frac{L}{D} \frac{V^2}{2} \rho = 4 \cdot 0,0057 \frac{36}{0,035} \frac{1,46^2}{2} 0,88 \cdot 1000 \cdot 10^{-5} = 0,22 \text{ bar} < 0,7 \text{ bar}$$

Para o anel:

27) Diâmetro equivalente:

$$D'_H = \frac{4 \times \text{área de escoamento}}{\text{perímetro molhado de atrito}} = D_2 - D_1 = 0,0525 - 0,04216 = 0,0103m$$

28) Reynolds para perda de carga no anel

$$Re = \frac{\rho V_a D'_H}{\mu} = \frac{0,87.1000.1,191.0,0103}{4,1 \times 10^{-4}} = 26030$$

29) Fator de atrito

$$f = 0,0035 + \frac{0,264}{Re^{0,42}} = 0,0035 + \frac{0,254}{26030^{0,42}} = 0,0071$$

30) Perda de carga no anel

$$\Delta p_a = 4f \frac{L}{D'_H} \frac{V^2}{2} \rho = 4.0,0071. \frac{36}{0,0103} \frac{1,191^2}{2} 0,87.1000.10^{-5} = 0,62bar$$

31) Perda na entrada e na saída

Uma carga cinética para cada grampo

$$\Delta p_g = \frac{V^2}{2} \rho = \frac{1,191^2}{2} 0,87 \cdot 1000 \cdot 10^{-5} = 0,0038 \text{ bar}$$

32) Perda total

$$\Delta p_{total\ anel} = \Delta p_a + \Delta p_g \cdot N_g = 0,62 + 3 \cdot 0,0038 = 0,63 \text{ bar} < 0,7 \text{ bar}$$

Se as condições estabelecidas inicialmente não forem atendidas, retornar ao ponto 4 e arbitrar outros diâmetros e/ou comprimento para os tubos
