

7.3. Calcular o coeficiente total de transmissão de calor de um resfriador de sódio líquido (200000 lb h⁻¹) de 1000°F para 400°F usando água que se aquecerá de 60°F para 100°F. Admite-se o sódio escoando nos tubos e a água escoando na camisa, sendo que o diâmetro da camisa é de 2 pés e o diâmetro dos tubos, em número de 19, é de 2 polegadas. = $D_{tubo} = 0,167136$
Observação. Os tubos são muito finos, sendo válido desprezar a condução.

Solução. Dado água p/ $T_m = 80^\circ F = 62,17 \text{ lb.ft}^{-3}$

• Para a água

$$T_m = \frac{60^\circ F + 100^\circ F}{2} = 80^\circ F$$

Nessa $T_m \Rightarrow \text{água} = 62,17 \text{ lb.ft}^{-3}$

Como a água não ultrapassa 180°F, usa-se a fórmula da pg. 93 (5.6b)

$$h_{34} = 0,00134 (T + 100) \frac{V^{0,8}}{D^{0,2}}$$

1

D = Dequivalente

$\dot{m} = \rho A V$, temos

$$V = \frac{\dot{m}}{\rho A}$$

$$A_{resfriamento} = \frac{\pi 2^2}{4} - 19(\text{tubos}) \cdot \frac{\pi (0,1671)^2}{4}$$

$$A_{resfriamento} = 2,72 \text{ ft}^2$$

$$V = \frac{\dot{m} / \text{a ser calculada}}{\rho A}$$

(3)

Lembrando que $Deq = 4 \text{ rh}$

$$rh \text{ (raio hidráulico)} = 4 \cdot \frac{\text{Área de escoamento}}{\text{Perímetro molhado}}$$

$$Deq = 4 \cdot \frac{\pi}{4} (D_{camisa}^2 - D_{tubo}^2)$$

(2)

Vazão de água ? (m)

Como o fluxo de calor perdido pelo sódio é igual ao adquirido pela água, temos:

$$(mc \Delta T)_{\text{sódio}} = (mc \Delta T)_{\text{água}}$$

Dados pl o sódio: $T_{med} = \frac{1000 + 400}{2} = 700^\circ F$

Pela tabela X (pg. 118) pl o sódio temos:

$$\rho = 53,7 \text{ lb ft}^{-3}$$

$$\mu = 0,19 \times 10^{-5} \text{ lb} \cdot \text{ft}^{-1} \cdot \text{s}^{-1}$$

$$c_p = 0,31 \text{ BTU lb}^{-1} \text{ } ^\circ F^{-1}$$

$$k = 41,8 \text{ BTU ft}^{-1} \text{ h}^{-1} \text{ } ^\circ F^{-1}$$

Então:

$$200.000 \times 0,31 \times (1000 - 400) = m_{\text{água}} \times 1 \times (100 - 60) \quad \text{--- } c_p \text{ da água}$$

$$m_{\text{água}} = 930.000 \text{ lb h}^{-1}$$

Logo, $V = \frac{930.000}{62,17 \times 2,72} \Rightarrow V = 5499,6 \text{ ft h}^{-1}$

(4)

• Para o sódio

Usaremos a expressão (5.6e) da pg. 34

$$h_{12} = \frac{k}{D} \left[4,8 + 0,025 (N_{Pe})^{0,8} \right]$$

N_{Pe} é o n.º de Peclet equivalente ao produto do N.º de Reynolds pelo n.º de Prandtl.

$$N_{Pe} = Re \cdot Pr = \frac{\rho V D}{\mu} \cdot \frac{\mu c_p}{k} \Rightarrow N_{Pe} = \frac{\rho V D c_p}{k}$$

Calculando $V \rho = \frac{\dot{m}}{A}$

$$V \rho = \frac{200.000}{\frac{\pi \cdot (0,167)^2}{4} \cdot 19(\text{tubos})} = 482735,5 \text{ lbh}^{-1}\text{ft}^{-2}$$

Logo,

$$h_{12} = \frac{41,8}{0,167} \left[4,8 + 0,025 \left(\frac{482735,5 \times 0,167 \times 0,31}{41,8} \right)^{0,8} \right]$$

$$h_{12} = 2245,9 \text{ Btu h}^{-1}\text{ft}^{-2}\text{°F}^{-1}$$

Pode-se usar a seguinte simplificação neste caso onde a parede que separa os fluidos é muito fina e temos:

$$U = \frac{h_{12} \cdot h_{34}}{h_{12} + h_{34}} \quad (\text{Liow Celso Araújo pg. 135})$$

Logo:

$$U = \frac{2245,9 \cdot 232,9}{2245,9 + 232,9}$$

$$U = 211,02 \text{ BTU h}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ } ^\circ\text{F}^{-1}$$

TABELA VIII.a

Propriedades da Água

T (°C)	$C_p \cdot 10^{-3}$ (W.s.Kg ⁻¹ .°C ⁻¹)	ρ (Kg.m ⁻³)	μ (Kg.m ⁻¹ .h ⁻¹)	K (W.m ⁻¹ .°C ⁻¹)	N_{PR}
0	4,224	999,9	6,443	0,566	13,4
4	4,208	999,9	5,581	0,574	11,4
10	4,195	999,3	4,718	0,585	19,4
16	4,187	998,6	4,033	0,595	7,9
21	4,178	997,5	3,527	0,604	6,8
27	4,174	996,2	3,095	0,614	5,8
32	4,174	996,2	2,753	0,623	5,1
38	4,174	993,0	2,455	0,630	4,5
43	4,174	987,4	2,217	0,637	4,0
49	4,174	988,8	2,024	0,644	3,6
54	4,178	985,8	1,845	0,649	3,3
60	4,178	983,4	1,696	0,654	3,0
66	4,183	980,4	1,548	0,659	2,7
71	4,187	977,3	1,444	0,664	2,5
77	4,195	973,8	1,339	0,668	2,3
82	4,199	970,3	1,250	0,673	2,2
88	4,203	966,7	1,176	0,675	2,1
93	4,216	963,2	1,101	0,678	1,9
104	4,229	955,2	0,967	0,683	1,7
116	4,229	946,7	0,878	0,685	1,5
127	4,249	937,3	0,789	0,685	1,4
138	4,270	928,1	0,714	0,685	1,3
149	4,296	918,0	0,670	0,683	1,2
177	4,371	890,5	0,566	0,677	1,0
204	4,467	859,4	0,491	0,664	1,0
232	4,584	825,8	0,432	0,645	0,9
260	4,731	785,2	0,387	0,616	0,8
288	5,024	735,6	0,342		
316	5,702	678,8	0,313		

Convecção Forçada

5.1. GENERALIDADES

Já se comentou que, na convecção livre, o itinerário, a velocidade e a vazão dos fluidos são comandados unicamente pela diferença de densidade que as partículas fluidas apresentam ao se aquecerem ou se resfriarem; é evidente que tal circunstância não pode ser aceita na grande maioria dos projetos de Engenharia, em que se obriga que as referidas partículas obedeçam a condições dinâmicas previamente estabelecidas pelo projetista. Surge, então, a presença da *convecção forçada ou artificial*, empregando-se recursos mecânicos exteriores, responsáveis por circulação de fluidos, tais como bombas, ventiladores, sopradores, compressores, exaustores e chaminés.

Não é exagero dizer que a *convecção forçada* representa a mais importante forma de transmissão de calor empregada pela Engenharia, presente não só na quase totalidade dos permutadores de calor, mas também em vários tipos de fornos com tiragem artificial e em regeneradores; a radiação, que posteriormente será estudada, só tem importância mais efetiva quando houver elevadas temperaturas, o que evidentemente não é o que sempre ocorre nos diversos problemas de transferência de calor.

Como se tem, portanto, uma forma de transmissão de calor em que é dada a possibilidade de artificializar o processo, é possível proporcionar troca de calor entre um fluido e uma superfície em diferentes circunstâncias, o que não ocorre na convecção livre, permitindo, conseqüentemente, que várias fórmulas de coefi-

onde D_o é o diâmetro externo de cada um dos tubos; G_{max} é a vazão, em $\text{kg h}^{-1} \text{ m}^{-2}$, através da menor seção de passagem de fluidos entre os tubos, ou seja, aquela que propicia a velocidade maior.

As expressões dos Itens 5.3 e 5.4, úteis para certo tipo de permutadores de calor, são denominadas *correntes cruzadas* ou *cross flow*, conforme se verá adiante.

5.5. COEFICIENTE DE FILME PARA GASES ESCOANDO PARALELAMENTE A SUPERFÍCIES PLANAS

Experiências têm revelado que para ocorrer transferência de calor entre gases e superfícies planas, quando os gases escoam em paralelismo com as superfícies, são obtidos bons resultados com o emprego da fórmula:

$$h = 0,0055 \frac{K}{L} \left(\frac{LV\rho}{\mu} \right)^{0,75}$$

(5.5a)

onde K , ρ e μ relacionam-se com o referido gás e são obtidos em tabelas a temperaturas médias de modo semelhante ao exposto em 5.3; L é a altura da superfície e não deve exceder 2 ft, segundo observações de Nusselt, analogamente ao que ocorreu na convecção livre (2 ft $\approx$ 0,61 m).

5.6. COEFICIENTE DE FILMES SIMPLIFICADOS OU ESTABELECIDOS PARA FLUIDOS DE USO CORRENTE

Várias modificações, em benefício de melhor precisão ou de maior simplificação, têm sido propostas por diferentes experimentadores e merecem que sejam apresentadas considerando-se a validade que seus resultados propiciam.

5.6.1. Coeficiente de filme para óleos em tubos

Especialmente para óleos lubrificantes leves, Morris e Whitman sugerem a expressão seguinte, quando se tratar de aquecimento do respectivo óleo:

$$h = 0,034 \frac{V}{\mu^{0,63}}$$

(S. Inglês)

$$h = 0,8135 \frac{V}{\mu^{0,63}}$$

(SI)

$$V \text{ em ft h}^{-1}$$
$$\mu \text{ em lb ft}^{-1} \text{ h}^{-1}$$
$$h \text{ em Btu ft}^{-2} \text{ h}^{-1} \text{ }^{\circ}\text{F}^{-1}$$

$$V \text{ em m h}^{-1}$$
$$\mu \text{ em kg m}^{-1} \text{ h}^{-1}$$
$$h \text{ em W m}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$$

Tratando-se de resfriamento de óleo, o resultado da expressão (5.6a) deve ser corrigido para 75 % de seu valor, ou seja:

$$h(\text{resfriamento}) = \frac{3}{4} h(\text{aquecimento}).$$

5.6.2. Coeficiente de filme para água em tubos

Tanto no aquecimento como no resfriamento de água através de tubulações, desde que a temperatura não exceda 180°F, para total segurança de que não ocorrerá vaporização da água, é recomendada a fórmula:

$$h = 0,00134(T + 100) \frac{V^{0,8}}{D^{0,2}}$$

(5.6b)

onde

T temperatura média da água, em $^{\circ}\text{F}$;
 V velocidade da água, em ft h^{-1} ;
 D diâmetro interno, em ft;
 h coeficiente de filme, em $\text{Btu h}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{F}^{-1}$.

5.6.3. Coeficiente de filme para ar em tubos

Os valores do coeficiente de filme para o ar em diferentes temperaturas médias podem ser dados por:

$$h = C \frac{(\rho V)^{0,8}}{D^{0,2}}$$

(5.6c)

onde

ρ é dado em lb ft^{-3} ;
 V em ft h^{-1} ;
 D em ft;
 h em $\text{Btu h}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{F}^{-1}$.

Coeficiente de filme para água escoando por gravidade através de tubos verticais

Embora já se tenha estudado a fórmula recomendada especialmente para esta é uma situação particular, pois a velocidade é ditada, apenas, pela gravidade.

pressão que se conhece para tal caso é:

$$h = 120 \left(\frac{12w}{\pi D_i} \right)^{1/3}$$

(5.6f)

h coeficiente de filme, em $\text{Btu h}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{F}^{-1}$;
 w vazão da água em um tubo, em lb h^{-1} ;
 D_i diâmetro interno, em ft.

SERVAÇÕES COMPLEMENTARES

Em todas as fórmulas apresentadas neste capítulo, os resultados obtidos para os coeficientes de filmes são em $\text{Btu h}^{-1} \text{ ft}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{F}^{-1}$, ou $\text{W m}^{-2} \text{ }^{\circ}\text{C}^{-1}$, e as unidades utilizadas.

É indispensável considerar que as fórmulas citadas só têm validade se, trocando de calor, o fluido, para o qual se está calculando o coeficiente não mudar de estado físico. Havendo *condensação* ou *vaporização*, será o emprego de outras expressões, que posteriormente serão discutidas. Muitas vezes os tubos são apresentados em disposição helicoidal (também conhecidos de *serpentinás*); tal prática apresenta interesse, embora possa elevar as razões da vantagem do uso dos tubos helicoidais são:

ocupação de menor espaço com grande área de transferência de calor, e o poder de compactação elevado que geometricamente aquela montagem na;

maior turbulência do fluido escoante no seu interior, promovendo, com destruição da película, ou filme, que venha a se formar, resultando daí, e para o coeficiente de filme em relação aos tubos retos; a experiência o aumento que o uso das serpentinás cria no citado coeficiente de tubos retos é da ordem de 20%, sendo válido, então, dizer que:

$$h(\text{tubo helicoidal}) = 1,2h(\text{tubo reto}).$$

TABELA IX.a (Cont.)

Glicerina

10	1 270	2,32	381	0,285	31,0	0,970
21	1 264	2,39	149	0,285	12,5	0,947
30	1 257	2,44	63	0,285	5,4	0,924
38	1 253	2,51	28	0,282	2,5	0,890
49	1 245	2,58	18	—	—	—

TABELA X

Propriedades dos Metais Líquidos

T (°F)	ρ (lb ft ⁻³)	C_p (Btu lb ⁻¹ °F ⁻¹)	$\mu \cdot 10^5$ (lb ft ⁻¹ s ⁻¹)	K (Btu ft ⁻¹ h ⁻¹ °F ⁻¹)	N_{Pr}	α (ft ² h ⁻²)
-----------	----------------------------------	---	--	---	----------	--

Bismuto

600	625	0,0345	1,09	9,5	0,014	0,44
800	616	0,0357	0,90	9,0	0,013	0,41
1 000	608	0,0369	0,74	9,0	0,011	0,40
1 200	600	0,0381	0,62	9,0	0,009	0,39
1 400	591	0,0393	0,53	9,0	0,008	0,39

Mercúrio

50	847	0,033	1,07	4,7	0,027	0,17
200	834	0,033	0,84	6,0	0,016	0,22
300	826	0,033	0,74	6,7	0,012	0,25
400	817	0,032	0,67	7,2	0,011	0,27
600	802	0,032	0,58	8,1	0,008	0,31

Sódio

200	56,0	0,33	0,47	49,8	0,011	2,6
400	56,3	0,32	0,29	46,4	0,007	2,6
700	53,7	0,31	0,19	41,8	0,005	2,5
1 000	51,2	0,30	0,14*	37,8	0,004	2,4
1 300	48,6	0,30	0,12	34,5	0,004	2,4

TABELA X.a

Propriedades dos Metais Líquidos

T (°C)	ρ (kg m ⁻³)	$C_p \cdot 10^{-3}$ (Ws kg ⁻¹ °C ⁻¹)	$\mu \cdot 10^4$ (kg m ⁻¹ s ⁻¹)	K (Wm ⁻¹ °C ⁻¹)	N_{Pr}	$\alpha \cdot 10^6$ (m ² s ⁻¹)
-----------	---------------------------------	--	---	---	----------	--

Sódio

93	932	1,38	7,13	84,96	0,0116	56,29
204	907	1,34	4,52	80,81	0,0075	66,80
316	878	1,30	3,29	75,78	0,0057	66,47
427	853	1,28	2,52	69,39	0,0046	64,05
538	824	1,26	2,31	64,37	0,0045	62,09
649	720	1,26	1,96	60,56	0,0041	61,10
760	767	1,27	1,72	56,58	0,0038	58,34

Potássio

427	742	0,77	2,11	22,8	0,0041	69,74
538	714	0,76	1,71	21,1	0,0036	67,39
649	690	0,76	1,46	19,5	0,0033	64,10
760	668	0,78	1,33	18,0	0,0033	59,86

Lítio

204	509	4,36	5,42	46,37	0,0510	20,96
316	499	4,27	4,46	43,08	0,0443	20,32
427	489	4,21	3,93	38,24	0,0432	18,65
538	476	4,17	3,47	30,45	0,0476	15,40

Mercúrio

-18	13 707,1	0,1415	18,334	9,76	0,0266	5,038
93	13 409,4	0,1365	12,224	10,38	0,0161	5,619
204	13 168,1	0,1356	10,046	12,63	0,0108	7,087
316	12 913,8	0,1432	9,384	13,67	0,0098	7,426

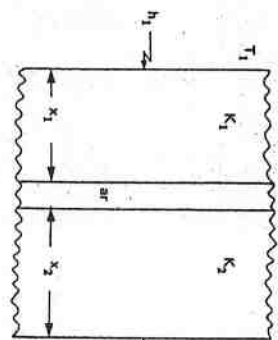


Fig. 7.4

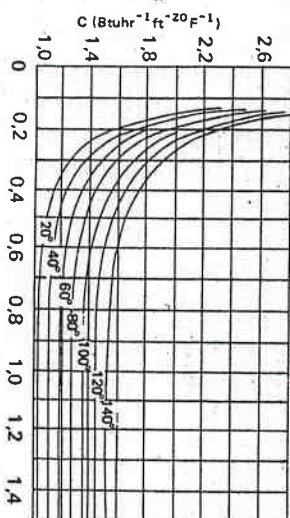


Fig. 7.5

7.7. DIÂMETROS EQUIVALENTES

Para se calcular os coeficientes totais de transmissão de calor é, como se viu, indispensável a determinação de dois coeficientes de filme; por outro lado, nos capítulos em que se estudou a convecção, foi observado que, em se tratando de paredes cilíndricas, existe presença sistemática do diâmetro D nas respectivas fórmulas dos coeficientes de filme.

Agora, principalmente visando ao estudo posterior dos permutadores de calor, quando se pode ter um tubo ou mais no interior de outro tubo maior, chamado *casca*, *camisa* ou *tubulão*, para se determinar o coeficiente de filme para o fluido que escoou no interior dos tubos, o valor do diâmetro D , que comparecerá nas fórmulas, é o próprio diâmetro interno, mas, para o fluido que percorre o casco, qual será o valor de D ?

Embora tal resposta pertença ao estudo da Mecânica dos Fluidos, é razoável fazer-se aqui uma rápida revisão; o diâmetro D , em situações desse tipo, é o chamado *diâmetro equivalente*, que é igual ao quádruplo do *raio hidráulico*.

Assim: $D_{eq} = 4r_h$, sendo que o *raio hidráulico* é a relação entre a *área de escoamento* e o *perímetro molhado*. Em resumo:

$$D_{eq} = \frac{4 \text{ Área de escoamento}}{\text{Perímetro molhado}} \quad (7.7a)$$

Exemplificando para o caso de um tubo no interior de outro, conforme a Fig. 7.6, o diâmetro equivalente é:

$$D_{eq} = \frac{4 \pi/4 (D_2^2 - D_1^2)}{\pi D_1}$$

donde, afinal:

$$D_{eq} = \frac{D_2^2 - D_1^2}{D_1} \quad (7.7b)$$

Se houvesse 4 tubos dentro do tubulão, conforme a Fig. 7.7, o diâmetro equivalente seria:

$$D_{eq} = \frac{4 \pi/4 (D_2^2 - 4D_1^2)}{4\pi D_1} = \frac{D_2^2 - 4D_1^2}{4D_1}$$

Consequentemente, é fácil generalizar para um número n de tubos dentro de uma camisa e que é a seguinte:

$$D_{eq} = \frac{D_2^2 - nD_1^2}{nD_1} \quad (7.7c)$$

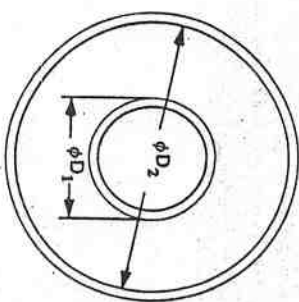


Fig. 7.6

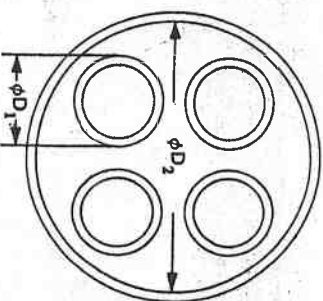


Fig. 7.7

7.8. EXERCÍCIOS RESOLVIDOS

7.8.1. No interior de um tubo galvanizado de 2 polegadas de diâmetro nominal fica um tubo também galvanizado, cujo diâmetro nominal é de 1 1/4 polegadas; sabendo-se que, no interior do tubo menor, escoam 4 450 kg h⁻¹ de benzeno e, no externo, escoam 2 870 kg h⁻¹ de tolueno, pergunta-se: qual é o coeficiente total de transmissão de calor, sabendo-se que o benzeno irá se aquecer e o tolueno irá se resfriar?