UNIVERSIDADE FEDERAL DO PARANÁ
SETOR DE TECNOLOGIA
DEPARTAMENTO DE ENGENHARIA MECÂNICA
TMEC030 TRANSFERÊNCIA DE CALOR E MASSA
Prof. Luís Mauro Moura
3ª AVALIAÇÃO - 27/06/2017

Aluno:____

Observações: *(a) A interpretação das questões faz parte da avaliação;*
(b) Todos os cálculos devem ser demonstrados, sob pena de anulação da questão;
*(c) Calculadora com **tela gráfica** não é permitida;*

---

1) **QUESTÃO 1** (*5,0 pontos*) Água é fervida à pressão atmosférica em uma panela de cobre polido (Csf=0,013) de 10 cm de profundidade e diâmetro externo de 30cm colocada em cima do fogão. O ar ambiente está a uma temperatura de 25°C e, em uma primeira análise o efeito da radiação térmica não é considerada. O coeficiente de tensão superficial é $58{,}8.10^{-3}$ N/m.

i) (*2,0 pontos*) Considerando que toda a superfície externa da panela está a 98°C, determine a transferência de calor por convecção natural com o ar pela superfície lateral externa desta panela.

ii) (*1,0 ponto*) Se água, fervendo a 100°C, apresenta uma taxa de evaporação de 5 kg/h, determine a razão entre a transferência de calor entre a parede lateral da panela e a transferência de calor por evaporação.

iii)(*2,0 pontos*) Qual a temperatura média que se encontra o fundo da panela? Qual o tipo de ebulição existente? Qual a relação existente entre o fluxo de calor deste problema e o fluxo máximo?

Dados p/água a 1 atm: VAPOR: ρ_v=0,60 kg/m^3, h_{fg}= 2250 kJ/kg

LÍQUIDO ρ_l=962 kg/m^3, $c_{p,l}$=4,211 kJ/(kgK), μ_l=277x10^{-6} Ns/m^2, Pr_l=1,75;

Dados do ar: ν=16,4x10^{-6}m^2/s, k=0,02814 W/(mK), Pr=0,703; ρ=1,1774 kg/m^3, c_p=1,006 kJ/(kgK)

QUESTÃO 2 (*5,0 pontos*) Um trocador de calor de 0,5m^2 de único passe e 2 tubos, diâmetro de 15mm, utiliza vapor d'água saturado à 100°C, no casco, para aquecer água fria que passa pelos tubos, inicialmente a 15°C e com uma vazão de 0,5kg/s. Considere o coeficiente global de transferência de calor do trocador como sendo 2.000 W/(m^{2}K). Determine:

a) (*1,0 ponto*) A taxa de transferência calor do trocador;
b) (*1,0 ponto*) A temperatura de saída da água fria;
c) (*1,0 ponto*) A efetividade do trocador;
d) (*1,0 ponto*) O coeficiente de convecção interna no tubo;
e) (*0,5 pontos*) A vazão mínima de vapor para garantir líquido saturado na saída do casco.
f) (*0,5 pontos*) O NUT calculado pela equação $NUT = UA/C_{\min}$ é idêntico ao obtido pela relação NUT=f(ε)?

Dados p/água a 1 atm: VAPOR: ρ_v=0,60 kg/m^3, h_{fg}= 2250 kJ/kg

LÍQUIDO ρ_l=962 kg/m^3, $c_{p,l}$=4,179 kJ/(kgK), μ_l=277x10^{-6} Ns/m^2, Pr_l=1,75;

Formulário

$q_{rad} = \varepsilon A \sigma \left(T_1^4 - T_2^4\right)$, $\sigma = 5{,}67.10^{-8}$ W/(m²K⁴) $q_{latente} = \dot{m}h$ $q_{sensivel} = mc_p \dfrac{dT}{dt}$ $q_{cond} = kA\dfrac{(T_a - T_b)}{L}$

$q_{conv} = hA(T_s - T_\infty)$ $\phi = \dfrac{p_A}{p_{A,sat}}(umidade\ relativa - hip.\ gás\ ideal)$ $PV = mRT$ $N''_A = -D_{AB}\dfrac{\partial C_A}{\partial y}$

$h_m = \dfrac{-D_{AB}\,\partial C_A/\partial y|_{y=0}}{C_{A,S} - C_{A,\infty}}$ $n''_A = -D_{AB}\dfrac{\partial \rho_A}{\partial y}$ $h_m = \dfrac{-D_{AB}\,\partial \rho_A/\partial y|_{y=0}}{\rho_{A,S} - \rho_{A,\infty}}$ $Le = \dfrac{Sc}{Pr}$ $Nu = \dfrac{hL}{k_f}$ $Sh = \dfrac{h_m L}{D_{AB}}$ $Sc = \dfrac{\nu}{D_{AB}}$

$\dfrac{Nu}{Pr^n} = \dfrac{Sh}{Sc^n}$, ou $\dfrac{h}{h_m} = \dfrac{k}{D_{AB}Le^n} = \rho c_p Le^{1-n}$, n≈1/3 $\bar{h} = \dfrac{1}{L}\int_0^L h_x\,dx$ $T_m = \dfrac{\int_A \rho u c_v T\,dA}{mc_v}$ $Re = \dfrac{\rho VL}{\mu} = \dfrac{VL}{\nu}$ $Pr = \dfrac{\nu}{\alpha}$

<u>Correlações para convecção livre:</u> $Ra_c = 10^9$ Transição laminar/turbulento $Ra_L = \dfrac{g\beta(T_S - T_\infty)L^3}{\alpha\nu}$ $\beta = 1/T$ $[K]$ (gás ideal)

Correlação de placa Vertical (laminar e turbulento): $\overline{Nu_L} = \left\{0{,}825 + \dfrac{0{,}387 Ra_L^{1/6}}{\left[1 + (0{,}492/Pr)^{9/16}\right]^{8/27}}\right\}^2$

Correlação de placa Horizontal

Superfície superior de uma placa quente ou Superfície inferior de uma placa fria

$$\begin{cases} Nu = 0{,}54\, Ra_L^{1/4} & 10^4 \leq Ra \leq 10^7 \\ Nu = 0{,}15\, Ra_L^{1/3} & 10^7 \leq Ra \leq 10^{11} \end{cases}$$

Superfície inferior de uma placa quente ou Superfície superior de uma placa fria

$$Nu = 0{,}27\, Ra_L^{1/4} \quad 10^5 \leq Ra \leq 10^{11}$$

Correlação de cilindro horizontal: $\overline{Nu}_D = \left\{ 0{,}60 + \dfrac{0{,}387\, Ra_D^{1/6}}{\left[1 + (0{,}559/\Pr)^{9/16}\right]^{8/27}} \right\}^2 \quad ; Ra_D < 10^{12}$

Mudança de fase: $q_s'' = \mu_l h_{fg} \left[\dfrac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma} \right]^{1/2} \left(\dfrac{c_{p,l} \Delta T_e}{C_{s,f} h_{fg} Pr_l^n} \right)^3$; n = 1 para a água; $\Delta T_{lm} = \dfrac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln\left(\Delta T_1 / \Delta T_2 \right)}$;

$q''_{\max} = \dfrac{\pi}{24} \rho_v h_{fg} \left[\dfrac{\sigma g(\rho_l - \rho_v)}{\rho_v^2} \right]^{1/4} \left(\dfrac{(\rho_l + \rho_v)}{\rho_l} \right)^{1/2}$ Método NUT: $\varepsilon = \dfrac{q}{q_{\max}} = \dfrac{C_h (T_{h,e} - T_{h,s})}{C_{\min} (T_{h,e} - T_{c,e})} = \dfrac{C_c (T_{c,s} - T_{c,e})}{C_{\min} (T_{h,e} - T_{c,e})}$;

$NUT = \dfrac{UA}{C_{\min}}$ $\qquad C_r = C_{min}/C_{max}$ $\qquad U = [h_i^{-1} + h_e^{-1}]^{-1}$

Correlações para escoamento em tubo circular Re_c= 2.300 Transição laminar/turbulento

Laminar, plenamente desenvolvido	$f = 64/Re_D$
Laminar, plenamente desenvolvido, q_s'' uniforme, Pr $\geq$ 0,6	Nu_D=4,36
Laminar, plenamente desenvolvido, T_s uniforme, Pr $\geq$ 0,6	Nu_D=3,66
Laminar, comprimento térmico de entrada (Pr>>1 ou comprimento inicial não aquecido), T_s uniforme	$\overline{Nu}_D = 3{,}66 + \dfrac{0{,}0668 (D/L) \mathrm{Re}_D \Pr}{1 + 0{,}04 [(D/L) \mathrm{Re}_D \Pr]^{2/3}}$
Laminar, comprimento de entrada combinado, T_s uniforme	$\overline{Nu}_D = 1{,}86 \left(\dfrac{\mathrm{Re}_D \Pr}{L/D} \right)^{1/3} \left(\dfrac{\mu}{\mu_s} \right)^{0{,}14}$
Turbulento, plenamente desenvolvido, 3000<Re_D<5x10^6	$f = (0{,}790 \ln \mathrm{Re}_D - 1{,}64)^{-2}$
Turbulento, plenamente desenvolvido, 0,6<Pr<5x160	$Nu_D = 0{,}023\, \mathrm{Re}_D^{4/5} \Pr^n$, n=0,3 (resfriamento) n=0,4 (aquecimento)

OBS: quando a analogia de transferência de calor e massa for aplicável, as correlações correspondentes de transferência de massa podem ser obtidas trocando-se **Nu** e **Pr** por **Sh** e **Sc**, respectivamente.

TABLE 11.4 Heat Exchanger NTU Relations

Flow Arrangement	Relation	
Concentric tube		
Parallel flow	$\mathrm{NTU} = -\dfrac{\ln[1 - \varepsilon(1 + C_r)]}{1 + C_r}$	
Counterflow	$\mathrm{NTU} = \dfrac{1}{C_r - 1} \ln\left(\dfrac{\varepsilon - 1}{\varepsilon C_r - 1} \right)$	$(C_r < 1)$
	$\mathrm{NTU} = \dfrac{\varepsilon}{1 - \varepsilon}$	$(C_r = 1)$
Shell-and-tube		
One shell pass (2, 4, . . . tube passes)	$(\mathrm{NTU})_1 = -(1 + C_r^2)^{-1/2} \ln\left(\dfrac{E - 1}{E + 1} \right)$	
	$E = \dfrac{2/\varepsilon_1 - (1 + C_r)}{(1 + C_r^2)^{1/2}}$	
n Shell passes ($2n$, $4n$, . . . tube passes)	Use Equations 11.30b and 11.30c with	
	$\varepsilon_1 = \dfrac{F - 1}{F - C_r} \quad F = \left(\dfrac{\varepsilon C_r - 1}{\varepsilon - 1} \right)^{1/n} \quad \mathrm{NTU} = n(\mathrm{NTU})_1$	
Cross-flow (single pass)		
$C_{\max}$ (mixed), $C_{\min}$ (unmixed)	$\mathrm{NTU} = -\ln\left[1 + \left(\dfrac{1}{C_r} \right) \ln(1 - \varepsilon C_r) \right]$	
$C_{\min}$ (mixed), $C_{\max}$ (unmixed)	$\mathrm{NTU} = -\left(\dfrac{1}{C_r} \right) \ln[C_r \ln(1 - \varepsilon) + 1]$	
All exchangers ($C_r = 0$)	$\mathrm{NTU} = -\ln(1 - \varepsilon)$	

TABLE 11.3 Heat Exchanger Effectiveness Relations [5]

Flow Arrangement	Relation	
Concentric tube		
Parallel flow	$\varepsilon = \dfrac{1 - \exp[-\mathrm{NTU}(1 + C_r)]}{1 + C_r}$	
Counterflow	$\varepsilon = \dfrac{1 - \exp[-\mathrm{NTU}(1 - C_r)]}{1 - C_r \exp[-\mathrm{NTU}(1 - C_r)]}$	$(C_r < 1)$
	$\varepsilon = \dfrac{\mathrm{NTU}}{1 + \mathrm{NTU}}$	$(C_r = 1)$
Shell-and-tube		
One shell pass (2, 4, . . . tube passes)	$\varepsilon_1 = 2\left\{ 1 + C_r + (1 + C_r^2)^{1/2} \times \dfrac{1 + \exp[-(\mathrm{NTU})_1 (1 + C_r^2)^{1/2}]}{1 - \exp[-(\mathrm{NTU})_1 (1 + C_r^2)^{1/2}]} \right\}^{-1}$	
n Shell passes ($2n$, $4n$, . . . tube passes)	$\varepsilon = \left[\left(\dfrac{1 - \varepsilon_1 C_r}{1 - \varepsilon_1} \right)^n - 1 \right] \left[\left(\dfrac{1 - \varepsilon_1 C_r}{1 - \varepsilon_1} \right)^n - C_r \right]^{-1}$	
Cross-flow (single pass)		
Both fluids unmixed	$\varepsilon = 1 - \exp\left[\left(\dfrac{1}{C_r} \right) (\mathrm{NTU})^{0.22} \{\exp[-C_r (\mathrm{NTU})^{0.78}] - 1\} \right]$	
$C_{\max}$ (mixed), $C_{\min}$ (unmixed)	$\varepsilon = \left(\dfrac{1}{C_r} \right) (1 - \exp\{-C_r [1 - \exp(-\mathrm{NTU})]\})$	
$C_{\min}$ (mixed), $C_{\max}$ (unmixed)	$\varepsilon = 1 - \exp(-C_r^{-1} \{1 - \exp[-C_r (\mathrm{NTU})]\})$	
All exchangers ($C_r = 0$)	$\varepsilon = 1 - \exp(-\mathrm{NTU})$	

1ª QUESTÃO:

$C_{sf} = 0{,}013$

$H = 10\,cm$

$D = 30\,cm$

$T_\infty = 25°C$

$\sigma = 58{,}8 \cdot 10^{-3}\,N/m$

$\bar{T} = \dfrac{98+25}{2} = 334{,}65\,K$

$\alpha = \dfrac{\nu}{Pr} = \dfrac{16{,}4 \cdot 10^{-6}}{0{,}703} = 23{,}33 \cdot 10^{-6}\,\dfrac{m^2}{s}$

i) Convecção Natural externa a panela.

$T_s = 98°C$

$$Ra_H = \frac{g\beta(T_s - T_\infty)H^3}{\alpha \cdot \nu} \;;\; \beta = \frac{1}{\bar{T}} = \frac{1}{334{,}65}\,\frac{1}{K}$$

$$Ra_H = \frac{9{,}81 \cdot (98-25) \cdot 0{,}1^3}{334{,}65 \cdot 23{,}33 \cdot 10^{-6} \cdot 16{,}4 \cdot 10^{-6}} = 5{,}593 \times 10^6$$

(laminar)

$$\overline{Nu}_H = \left\{0{,}825 + \frac{0{,}387 \cdot Ra_H^{1/6}}{\left[1 + \left(\frac{0{,}492}{Pr}\right)^{9/16}\right]^{8/27}}\right\}^2 = 26{,}4621$$

$$= \frac{hH}{k} = \frac{h \cdot 0{,}1}{0{,}02814} \quad \therefore \quad \boxed{h = 7{,}45\,\frac{W}{m^2K}}$$ 1,0

$$q_{conv} = h \cdot A(T_s - T_\infty) = 7{,}45 \cdot \pi \cdot 0{,}3 \cdot 0{,}1(98-25)$$

$$= 51{,}23\,W$$ 1,0

ii) $\dot{m}_{evap} = 5\,\dfrac{kg}{h}$

$$q_{evap} = \dot{m} \cdot h_{fg} = \frac{5}{3600} \cdot 2250 \cdot 10^3$$

$$q_{evap} = 3125\,W$$ 0,5

$$q_{conv}/q_{evap} = 0{,}0164 \text{ ou } \underline{61 \times 1}$$ 0,5

iii) $$q'' = \mu_l h_{fg}\left[\frac{g(\rho_l - \rho_v)}{\sigma}\right]^{1/2}\left(\frac{c_{p,l}\,\Delta T_e}{C_{sf}\,h_{fg}\,Pr_l^n}\right)^3$$

$$\frac{q}{A} = \frac{3125 \cdot 4}{\pi \cdot 0{,}3^2} = 44209{,}70\,\frac{W}{m^2} = 277 \times 10^{-6} \cdot 2250 \cdot 10^{-6}\left[\frac{9{,}81(962-0{,}6)}{58{,}8 \cdot 10^{-3}}\right]^{1/2}\left(\frac{4211 \cdot \Delta T_e}{0{,}013 \cdot 2250 \cdot 10^3 \cdot 1{,}75}\right)^3$$

$$44.209,71 = 138,971\,\Delta T_e^3 \;\therefore\; \boxed{\Delta T_e = 6,83K = 106,83°C}$$ ② 1,0

Ebulição por bolhas individuais.

$$q''_{max} = \frac{\pi}{24}\rho_v h_{fg}\left[\frac{\sigma g(\rho_l-\rho_v)}{\rho_v^2}\right]^{1/4}\left(\frac{\rho_l+\rho_v}{\rho_l}\right)^{1/2}$$

$$= \frac{\pi}{24}\cdot 0,6\cdot 2250\cdot 10^3\left[\frac{58,8\cdot 10^{-3}(962,0-0,6)}{0,6^2}\right]^{1/4}\left(\frac{962+0,6}{962}\right)^{1/2} = \boxed{1,107\frac{MW}{m^2}}$$ 0,1

$$q''/q''_{max} = 0,03994 \quad \text{ou} \quad \underline{25\text{x menor}}$$ 0,1 0

2ª QUESTÃO

$A = 0,5m^2$

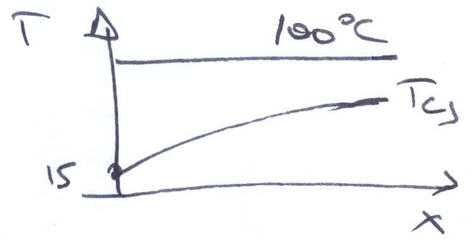
$d = 0,015m$

$T_{vap} = 100°C$

$T_{ce} = 15°C$

$\dot{m}_c = 0,5kg/s$

$U = 2000\frac{W}{m^2K}$



F = 1 por ser mudança de fase = Cap. 8.

$$q = \dot{m}c_p(T_{c,s}-T_{ce}) = UA\Delta T_{lm} = UA\left[\frac{\Delta T_1-\Delta T_2}{\ln\left(\frac{\Delta T_1}{\Delta T_2}\right)}\right]$$

$$\cancel{0,5}\cdot 4197(T_{cs}-15) = 2000\cdot\cancel{0,5}\cdot\left[\frac{\cancel{100}-15-\cancel{100}+T_{cs}}{\ln\frac{85}{100-T_{cs}}}\right]$$

$$2,0895\cancel{(T_{cs}-15)} = \frac{\cancel{(T_{cs}-15)}}{\ln\frac{85}{100-T_{cs}}}$$

$$\ln\frac{85}{100-T_{cs}} = \frac{1}{2,0895}$$

$$\frac{85}{100-T_{cs}} = 1,613787 \;\therefore\; \boxed{T_{cs} = 47,33°C}$$ 1,0

$$\underline{q = 67.844,5\ W}$$ a) 1,0

ou $$NUT_1 = \frac{UA}{C_{min}} = \frac{2000\cdot 0,5}{0,5\cdot 4197} = 0,476531 = -\ln(1-\varepsilon)$$

$$\varepsilon = 0,379066 = \frac{q}{0,5\cdot 4197(100-15)} \;\therefore\; q = 67615W \rightarrow \boxed{T_{cs} = 47,22°C}$$ 1,0

d) $Re = \frac{\rho V d}{\mu}$; $\dot{m} = \rho V A$; $\rho V = \frac{\dot{m}}{A} = \frac{4\dot{m}}{\pi d^2}$

$$Re = \frac{4\dot{m}}{\pi \mu d} = \frac{4 \cdot 0{,}5}{\pi \cdot 277 \cdot 10^{-6} \cdot 0{,}015} = 1{,}5322 \times 10^5$$

turbulento!

$$Nu_D = 0{,}023\, Re_D^{4/5} \cdot Pr^{0{,}4}$$

$$= 0{,}023 \cdot (1{,}5322 \times 10^5)^{4/5} \cdot 1{,}75^{0{,}4}$$

$$= 404{,}75 = \frac{hd}{k} = \frac{h \cdot 0{,}015}{0{,}6615}$$

$$h = 17848{,}83\ \frac{W}{m^2K}$$

1,0

$Pr = \frac{\nu}{\alpha} \therefore \alpha = \frac{\nu}{Pr}$

$\alpha = \frac{277 \times 10^{-6}}{962 \cdot 1{,}75} = 16{,}454 \times 10^{-2}\ \frac{m^2}{s} = \frac{k}{\rho c}$

$k = \alpha \rho c = 0{,}6615\ \frac{W}{mK}$

e) $\dot{m}_{vap} = q/h_{es} = \frac{67615}{2250 \times 10^3} = 0{,}030\ \frac{kg}{s}$

0,5

f) $\varepsilon = \frac{67844{,}5}{0{,}5 \cdot 4197\,(100-15)} = 0{,}380353 \therefore NUT_2 = 0{,}478605$

$$\frac{NUT_1}{NUT_2} = 0{,}995666 \quad (\varepsilon = 0{,}4\%)!$$

0,5

praticamente igual!