RISOLUZIONI cap.19

19.1 (a) La resistenza termica totale dello scambiatore di calore, riferita all'unità di lunghezza, è

$$R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{R_{d,i}}{A_i} + \frac{\ln(D_u / D_i)}{2\pi k L} + \frac{R_{d,u}}{A_u} + \frac{1}{h_u A_u}$$

$$R = \frac{1}{(700\ \mathrm{W/m^2.°C})[\pi(0.012\ \mathrm{m})(1\ \mathrm{m})]} + \frac{(0.0005\ \mathrm{m^2.°C/W})}{[\pi(0.012\ \mathrm{m})(1\ \mathrm{m})]}$$
$$+ \frac{\ln(1.6/1.2)}{2\pi(380\ \mathrm{W/m.°C})(1\ \mathrm{m})} + \frac{(0.0002\ \mathrm{m^2.°C/W})}{[\pi(0.016\ \mathrm{m})(1\ \mathrm{m})]}$$
$$+ \frac{1}{(700\ \mathrm{W/m^2.°C})[\pi(0.016\ \mathrm{m})(1\ \mathrm{m})]}$$
$$= \mathbf{0.0837°C/W}$$

(b) Il coefficiente globale di scambio termico con riferimento all'area della superficie interna e all'area della superficie esterna del tubo, riferita all'unità di lunghezza, sono

$$R = \frac{1}{UA} = \frac{1}{U_i A_i} = \frac{1}{U_u A_u}$$

$$U_i = \frac{1}{RA_i} = \frac{1}{(0.0837\ \mathrm{°C/W})[\pi(0.012\ \mathrm{m})(1\ \mathrm{m})]} = \mathbf{316.9\ W/m^2.°C}$$

$$U_u = \frac{1}{RA_u} = \frac{1}{(0.0837\ \mathrm{°C/W})[\pi(0.016\ \mathrm{m})(1\ \mathrm{m})]} = \mathbf{237.7\ W/m^2.°C}$$

19.2 La resistenza termica del tubo esterno può essere trascurata perché il materiale del tubo ha un'alta conducibilità termica e il suo spessore è trascurabile. Il coefficiente globale di scambio termico è dato da

$$\frac{1}{U} = \frac{1}{h_i} + \frac{1}{h_u}$$

Le proprietà dell'acqua a 60 °C (333 K) sono

$$k = 0.651\ \mathrm{W/m.°C}$$
$$\upsilon = 0.49 \times 10^{-6}\ \mathrm{m^2/s}$$
$$\mathrm{Pr} = 3.08$$

Il numero di Reynolds è

$$\mathrm{Re} = \frac{w_{\mathrm{med}} D_h}{\upsilon} = \frac{(2.5\ \mathrm{m/s})(0.018\ \mathrm{m})}{0.49 \times 10^{-6}\ \mathrm{m^2/s}} = 91{,}837$$

che è maggiore di 4000. Perciò il flusso d'acqua è turbolento. Se si suppone che il flusso sia completamente sviluppato, il numero di Nusselt è dato da

$$\mathrm{Nu} = \frac{hD_h}{k} = 0.023\,\mathrm{Re}^{0.8}\,\mathrm{Pr}^{0.3} = 0.023(91{,}837)^{0.8}(3.08)^{0.3} = 301.1$$

e

$$h_i = \frac{k}{D_h}\text{Nu} = \frac{0.651\ \text{W/m.°C}}{0.018\ \text{m}}(301.1) = 10{,}890\ \text{W/m}^2.\text{°C}$$

Le proprietà dell'aria a 300 K sono

$$k = 0.0261\ \text{W/m.°C}$$
$$\upsilon = 1.57\times10^{-5}\ \text{m}^2/\text{s}$$
$$\text{Pr} = 0.712$$

Il numero di Reynolds è

$$\text{Re} = \frac{w_\infty\ D_h}{\upsilon} = \frac{(6\ \text{m/s})(0.018\ \text{m})}{1.57\times10^{-5}\ \text{m}^2/\text{s}} = 6879$$

Il flusso d'aria è trasversale al cilindro. In questo caso la relazione appropriata per il numero di Nusselt è

$$\text{Nu} = \frac{hD}{k} = 0.3 + \frac{0.62\,\text{Re}^{0.5}\,\text{Pr}^{1/3}}{\left[1+(0.4/\text{Pr})^{2/3}\right]^{1/4}}\left[1+\left(\frac{\text{Re}}{28200}\right)^{5/8}\right]^{4/5}$$

$$= 0.3 + \frac{0.62(6879)^{0.5}(0.712)^{1/3}}{\left[1+(0.4/0.712)^{2/3}\right]^{1/4}}\left[1+\left(\frac{6879}{28200}\right)^{5/8}\right]^{4/5} = 53.5$$

e

$$h_u = \frac{k}{D}\text{Nu} = \frac{0.0150\ \text{W/m.°C}}{0.018\ \text{m}}(53.5) = 44.6\ \text{W/m}^2.\text{°C}$$

Quindi il coefficiente globale di scambio termico diventa

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_i}+\frac{1}{h_u}} = \frac{1}{\frac{1}{10{,}890\ \text{W/m}^2.\text{°C}}+\frac{1}{44.6\ \text{W/m}^2.\text{°C}}} = \mathbf{44.4\ W/m^2.°C}$$

19.3 Le differenze di temperatura tra il vapore e l'acqua di raffreddamento alle due estremità del condensatore sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 50°C - 27°C = 23°C$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 50°C - 18°C = 32°C$$

e

$$\Delta T_{m,l} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{23 - 32}{\ln(23/32)} = 27.3°C$$

Quindi la potenza termica scambiata nel condensatore diventa

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{lm} = (2400\ W/m^2.°C)(58\ m^2)(27.3°C) = 3800\ kW$$

La portata in massa dell'acqua di raffreddamento e la portata in massa del vapore nel condensatore sono

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_u - T_e)]_{\substack{acqua\\raffreddamento}} \longrightarrow \dot{m}_{\substack{acqua\\raffreddamento}} = \frac{\dot{Q}}{c_p (T_u - T_e)}$$

$$= \frac{3800\ kJ/s}{(4.18\ kJ/kg.°C)(27°C - 18°C)} = \mathbf{101\ kg/s}$$

$$\dot{Q} = (\dot{m} h_{c,l})_{vapore} \longrightarrow \dot{m}_{vapore} = \frac{Q}{h_{c,l}} = \frac{3800\ kJ/s}{2305\ kJ/kg} = \mathbf{1.65\ kg/s}$$

19.4 (a) La potenza termica scambiata è

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_e - T_u)]_{glicole} = (2\ kg/s)(2.56\ kJ/kg.°C)(80°C - 40°C) = \mathbf{204.8\ kW}$$

(b) La potenza termica ceduta dall'acqua deve essere uguale alla potenza termica ricevuta dal glicole. Quindi,

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_u - T_e)]_{acqua} \longrightarrow \dot{m}_{acqua} = \frac{\dot{Q}}{c_p (T_u - T_e)}$$

$$= \frac{204.8\ kJ/s}{(4.18\ kJ/kg.°C)(55°C - 20°C)} = \mathbf{1.4\ kg/s}$$

(c) Le differenze di temperatura alle due estremità dello scambiatore di calore sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 80°C - 55°C = 25°C$$

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 40°C - 20°C = 20°C$$

e

$$\Delta T_{m,l} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{25 - 20}{\ln(25/20)} = 22.4°C$$

Quindi l'area della superficie di scambio termico diventa

$$\dot{Q} = U_i A_i \Delta T_{lm} \longrightarrow A_i = \frac{\dot{Q}}{U_i \Delta T_{lm}} = \frac{204.8 \text{ kW}}{(0.25 \text{ kW/m}^2.°\text{C})(22.4°\text{C})} = \mathbf{36.6 \text{ m}^2}$$

19.5 La potenza termica trasmessa dall'acqua all'olio è

$$\dot{Q} = [\dot{m} c_p (T_e - T_u)]_{\text{olio}} = (2 \text{ kg/s})(2.2 \text{ kJ/kg.°C})(150°\text{C} - 40°\text{C}) = 484 \text{ kW}$$

La temperatura dell'acqua all'uscita è data da

$$\dot{Q} = [\dot{m} c_p (T_u - T_e)]_{\text{acqua}} \longrightarrow T_u = T_e + \frac{\dot{Q}}{\dot{m} c_p}$$

$$= 22°\text{C} + \frac{484 \text{ kW}}{(1.5 \text{ kg/s})(4.18 \text{ kJ/kg.°C})} = 99.2°\text{C}$$

La differenza media logaritmica di temperatura è

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 150°\text{C} - 99.2°\text{C} = 50.8°\text{C}$$

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 40°\text{C} - 22°\text{C} = 18°\text{C}$$

$$\Delta T_{m,l} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{50.8 - 18}{\ln(50.8/18)} = 31.6°\text{C}$$

Quindi il coefficiente globale di scambio termico diventa

$$U = \frac{\dot{Q}}{A \Delta T_{m,l}} = \frac{484 \text{ kW}}{\pi (0.025 \text{ m})(6 \text{ m})(31.6°\text{C})} = \mathbf{32.5 \text{ kW/m}^2.°\text{C}}$$

19.6 La potenza termica scambiata in questo scambiatore di calore è

$$\dot{Q} = [\dot{m} c_p (T_u - T_e)]_{\text{olio}} = (0.3 \text{ kg/s})(2.1 \text{ kJ/kg.°C})(60°\text{C} - 20°\text{C}) = \mathbf{25.2 \text{ kW}}$$

Le differenze di temperatura alle due estremità dello scambiatore di calore sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 130°\text{C} - 60°\text{C} = 70°\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{f,u} - T_{c,e} = 130°\text{C} - 20°\text{C} = 110°\text{C}$$

e

$$\Delta T_{m,l} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{70 - 110}{\ln(70/110)} = 88.5°\text{C}$$

L'area della superficie è

$$A = \frac{\dot{Q}}{U \Delta T_{m,l}} = \frac{25.2 \text{ kW}}{(0.65 \text{ kW/m}^2.°\text{C})(88.5°\text{C})} = 0.44 \text{ m}^2$$

Quindi la lunghezza del tubo necessaria diventa

$$A = \pi D L \longrightarrow L = \frac{A}{\pi D} = \frac{0.44\ \text{m}^2}{\pi(0.02\ \text{m})} = \mathbf{7.0\ m}$$

19.7 La portata in massa di ciascun fluido è data da

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_u - T_e)]_{\text{acqua}} \longrightarrow \dot{m}_{\text{acqua}} = \frac{\dot{Q}}{c_p (T_u - T_e)}$$
$$= \frac{30\ \text{kJ/s}}{(4.19\ \text{kJ/kg.°C})(90\text{°C} - 60\text{°C})} = \mathbf{0.239\ kg/s}$$

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_u - T_e)]_{\text{acqua geot}} \longrightarrow \dot{m}_{\text{acqua geot}} = \frac{\dot{Q}}{c_p (T_u - T_e)}$$
$$= \frac{30\ \text{kJ/s}}{(4.31\ \text{kJ/kg.°C})(120\text{°C} - 80\text{°C})} = \mathbf{0.174\ kg/s}$$

Le differenze di temperatura alle due estremità dello scambiatore di calore sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 120\text{°C} - 90\text{°C} = 30\text{°C}$$
$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 80\text{°C} - 60\text{°C} = 20\text{°C}$$

e

$$\Delta T_{m,l} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{30 - 20}{\ln(30/20)} = 24.7\text{°C}$$

Quindi

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{m,l} \longrightarrow UA = \frac{\dot{Q}}{\Delta T_{m,l}} = \frac{30\ \text{kW}}{24.7\text{°C}} = 1.2145\ \text{kW/°C}$$
$$U = \frac{1}{RA} \longrightarrow R = \frac{1}{UA} = \frac{1}{1.2145\ \text{kW/°C}} = \mathbf{0.823°C/kW}$$

19.8 La potenza termica scambiata in questo scambiatore di calore è

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_u - T_e)]_{\text{acqua}} = (4.5\ \text{kg/s})(4.18\ \text{kJ/kg.°C})(70\text{°C} - 20\text{°C}) = 940.5\ \text{kW}$$

La temperatura dell'acqua all'uscita è data da

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_e - T_u)]_{\text{olio}} \longrightarrow T_u = T_e - \frac{\dot{Q}}{\dot{m}\, c_p}$$
$$= 170\text{°C} - \frac{940.5\ \text{kW}}{(10\ \text{kg/s})(2.3\ \text{kJ/kg.°C})} = 129.1\text{°C}$$

La differenza media logaritmica di temperatura per lo scambiatore di calore in controcorrente e il fattore di correzione *F* sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 170°C - 70°C = 100°C$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 129.1°C - 20°C = 109.1°C$$

$$\Delta T_{ml,cc} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{100 - 109.1}{\ln(100/109.1)} = 104.5°C$$

$$\left.\begin{array}{l} P = \dfrac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \dfrac{129.1 - 170}{20 - 170} = 0.27 \\ R = \dfrac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = \dfrac{20 - 70}{129.1 - 170} = 1.2 \end{array}\right\} F = 1.0$$

Quindi l'area della superficie di scambio termico dal lato tubi diventa

$$\dot{Q} = UAF\Delta T_{ml,cc} \longrightarrow A = \frac{\dot{Q}}{UF\Delta T_{ml,cc}} = \frac{940.5 \text{ kW}}{(0.6 \text{ kW/m}^2.°C)(1.0)(104.5°C)} = \mathbf{15\ m^2}$$

19.9 (a) La differenza media logaritmica di temperatura è data da

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 30°C - 23°C = 7°C$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 30°C - 15°C = 15°C$$

$$\Delta T_{ml,cc} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{7 - 15}{\ln(7/15)} = 10.5°C$$

L'area della superficie di scambio termico è

$$A = 8n\pi DL = 8 \times 50 \times \pi(0.015 \text{ m})(2 \text{ m}) = 37.7 \text{ m}^2$$

e

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{m,l} = (3 \text{ kW/m}^2.°C)(37.7 \text{ m}^2)(10.5°C) = \mathbf{1187.6\ kW}$$

(b) La portata in massa del vapore nel condensatore è

$$\dot{Q} = (\dot{m}h_{c,l})_{vapore} \longrightarrow \dot{m}_{vapore} = \frac{\dot{Q}}{h_{c,l}} = \frac{1187.6 \text{ kJ/s}}{2430 \text{ kJ/kg}} = \mathbf{0.489\ kg/s}$$

(c) Quindi la portata in massa dell'acqua diventa

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_u - T_e)]_{\text{acqua fredda}}$$

$$\dot{m}_{\text{acqua fredda}} = \frac{\dot{Q}}{C_p (T_u - T_e)} = \frac{1187.6 \text{ kJ/s}}{(4.18 \text{ kJ/kg.°C})(23°\text{C} - 15°\text{C})} = \mathbf{35.5\ kg/s}$$

19.10 Le capacità termiche riferite all'unità di tempo del fluido caldo e del fluido freddo sono

$$C_c = \dot{m}_c C_{p,c} = (1 \text{ kg/s})(4190 \text{ J/kg.°C}) = 4190 \text{ W/°C}$$

$$C_f = \dot{m}_f C_{p,f} = (3 \text{ kg/s})(1005 \text{ J/kg.°C}) = 3015 \text{ W/°C}$$

Perciò,

$$C_{min} = C_f = 3015 \text{ W/°C}$$

che è la minore delle due capacità termiche riferite all'unità di tempo. Quindi la potenza termica scambiata massima diventa

$$\dot{Q}_{max} = C_{min}(T_{c,e} - T_{f,e}) = (3015 \text{ W/°C})(90 \text{ °C} - 12 \text{ °C}) = \mathbf{235.17\ kW}$$

Le temperature all'uscita della corrente fredda e della corrente calda in questo caso limite sono date da

$$\dot{Q} = C_f (T_{f,u} - T_{f,e}) \longrightarrow T_{f,u} = T_{f,e} + \frac{\dot{Q}}{C_f} = 12\text{°C} + \frac{235.2 \text{ kW}}{3.015 \text{ kW/°C}} = \mathbf{90\ °C}$$

$$\dot{Q} = C_c (T_{c,e} - T_{c,u}) \longrightarrow T_{c,u} = T_{c,e} - \frac{\dot{Q}}{C_c} = 90\text{°C} - \frac{235.2 \text{ kW}}{4.19 \text{ kW/°C}} = \mathbf{33.9}\text{ °C}$$

19.11 Le capacità termiche riferite all'unità di tempo del fluido caldo e del fluido freddo sono

$$C_c = \dot{m}_c C_{p,c} = (0.2 \text{ kg/s})(2200 \text{ J/kg.°C}) = 440 \text{ W/°C}$$

$$C_f = \dot{m}_f C_{p,f} = (0.1 \text{ kg/s})(4180 \text{ J/kg.°C}) = 418 \text{ W/°C}$$

Perciò,

$$C_{min} = C_f = 418 \text{ W/°C} \quad \text{and} \quad C = \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{418}{440} = 0.95$$

Quindi la potenza termica scambiata massima diventa

$$\dot{Q}_{max} = C_{min}(T_{c,e} - T_{f,e}) = (418 \text{ W/°C})(160\text{°C} - 18\text{°C}) = 59.36 \text{ kW}$$

L'area della superficie di scambio termico è

$$A = n(\pi DL) = (12)(\pi)(0.018 \text{ m})(3 \text{ m}) = 2.04 \text{ m}^2$$

Il NTU di questo scambiatore di calore è

$$\text{NTU} = \frac{UA}{C_{min}} = \frac{(340 \text{ W/m}^2.°\text{C})(2.04 \text{ m}^2)}{418 \text{ W/°C}} = 1.659$$

$\varepsilon = 0.61$

Quindi l'efficacia di questo scambiatore di calore, corrispondente a $C = 0{,}95$ e NTU = 1,659, è data da (vedi Figura 19.26d)

Quindi la potenza termica scambiata effettiva diventa

$$\dot{Q} = \varepsilon \dot{Q}_{max} = (0.61)(59.36 \text{ kW}) = \mathbf{36.2 \text{ kW}}$$

Infine, le temperature all'uscita della corrente fluida fredda e di quella calda sono date da

$$\dot{Q} = C_f(T_{c,u} - T_{f,e}) \longrightarrow T_{c,u} = T_{c,e} + \frac{\dot{Q}}{C_f} = 18\,°\text{C} + \frac{36.2 \text{ kW}}{0.418 \text{ kW/°C}} = \mathbf{104.6°C}$$

$$\dot{Q} = C_c(T_{c,e} - T_{c,u}) \longrightarrow T_{c,u} = T_{c,e} - \frac{\dot{Q}}{C_c} = 160°\text{C} - \frac{36.2 \text{ kW}}{0.44 \text{ kW/°C}} = \mathbf{77.7°C}$$

19.12 Le capacità termiche riferite all'unità di tempo del fluido caldo e del fluido freddo sono

$$C_c = \dot{m}_c C_{p,c} = (4 \text{ kg/s})(4.18 \text{ kJ/kg.°C}) = 16.72 \text{ kW/°C}$$

$$C_f = \dot{m}_f C_{p,f} = (9 \text{ kg/s})(1.01 \text{ kJ/kg.°C}) = 9.09 \text{ kW/°C}$$

Perciò,

$$C_{min} = C_f = 9.09 \text{ kW/°C} \qquad C = \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{9.09}{16.72} = 0.544$$

Quindi il NTU di questo scambiatore di calore, corrispondente a $C = 0{,}544$ e $\varepsilon = 0{,}65$, è data da (vedi Figura 19.26)

$$\text{NTU} = 1.5$$

Quindi l'area della superficie di questo scambiatore di calore diventa

$$\text{NTU} = \frac{UA}{C_{min}} \rightarrow A = \frac{\text{NTU}\, C_{min}}{U} = \frac{(1.5)(9.09 \text{ kW/°C})}{0.260 \text{ kW/m}^2.°\text{C}} = \mathbf{52.4 \text{ m}^2}$$

19.13 (a) La potenza termica scambiata è

$$\dot{Q} = \dot{m}_c C_{p,c}(T_{c,e} - T_{c,u}) = (2 \text{ kg/s})(2.2 \text{ kJ/kg.°C})(150\text{°C} - 40\text{°C}) = 484 \text{ kW}$$

La temperatura all'uscita del fluido freddo è

$$\dot{Q} = \dot{m}_f C_{p,f}(T_{f,u} - T_{f,e}) \longrightarrow T_{c,u} = T_{f,e} + \frac{\dot{Q}}{\dot{m}_f C_{p,f}}$$
$$= 22\text{°C} + \frac{484 \text{ kW}}{(1.5 \text{ kg/s})(4.18 \text{ kJ/kg.°C})} = 99.2\text{°C}$$

Le differenze di temperatura tra i due fluidi alle due estremità dello scambiatore di calore sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 150\text{°C} - 99.2\text{°C} = 50.8\text{°C}$$
$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 40\text{°C} - 22\text{°C} = 18\text{°C}$$

La differenza media logaritmica di temperatura è

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{50.8 - 18}{\ln(50.8/18)} = 31.6\text{°C}$$

Quindi il coefficiente globale di scambio termico diventa

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{ml} \rightarrow U = \frac{\dot{Q}}{A\Delta T_{ml}} = \frac{484 \text{ kW}}{\pi(0.025 \text{ m})(6 \text{ m})(31.6\text{°C})} = \mathbf{32.5 \ kW/m^2.°C}$$

(b) Le capacità termiche riferite all'unità di tempo del fluido caldo e del fluido freddo sono

$$C_c = \dot{m}_c C_{p,c} = (2 \text{ kg/s})(2.2 \text{ kJ/kg.°C}) = 4.4 \text{ kW/°C}$$
$$C_f = \dot{m}_f C_{p,f} = (1.5 \text{ kg/s})(4.18 \text{ kJ/kg.°C}) = 6.27 \text{ kW/°C}$$

Perciò,

$$C_{min} = C_c = 4.4 \text{ W/°C} \quad \text{e} \quad C = \frac{C_{min}}{C_{max}} = \frac{4.4}{6.27} = 0.702$$

Quindi la potenza termica scambiata massima diventa

$$\dot{Q}_{max} = C_{min}(T_{c,e} - T_{f,e}) = (4.4 \text{ kW/°C})(150\text{°C} - 22\text{°C}) = 563.2 \text{ kW}$$

La potenza termica scambiata effettiva e l'efficacia dello scambiatore di calore sono

$$\dot{Q} = C_f(T_{c,e} - T_{c,u}) = (4.4\ \text{kW/°C})(150\ °\text{C} - 40\ °\text{C}) = 484\ \text{kW}$$

$$\varepsilon = \frac{\dot{Q}}{\dot{Q}_{max}} = \frac{484\ \text{kW}}{563.2\ \text{kW}} = 0.86$$

Il NTU di questo scambiatore di calore in controcorrente, determinato mediante la relazione nella Tabella 19.5, è

$$\text{NTU} = \frac{1}{C-1}\ln\left(\frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon C - 1}\right) = \frac{1}{0.702 - 1}\ln\left(\frac{0.86 - 1}{0.86 \times 0.702 - 1}\right) = 3.49$$

L'area della superficie di scambio termico dello scambiatore di calore è

$$A = \pi DL = \pi(0.025\ \text{m})(6\ \text{m}) = 0.47\ \text{m}^2$$

e

$$\text{NTU} = \frac{UA}{C_{min}} \rightarrow U = \frac{NTU\, C_{min}}{A} = \frac{(3.49)(4.4\ \text{kW/°C})}{0.47\ \text{m}^2} = \mathbf{32.7\ kW/m^2.°C}$$

Nota: Questo scambiatore di calore non può essere in equicorrente perché la relazione per il NTU per lo scambiatore in equicorrente non ha soluzione. Inoltre, $T_{f,u} > T_{c,u}$, che è impossibile nello scambiatore di calore in equicorrente.

19.14 La capacità termica riferita all'unità di tempo di un fluido che condensa in uno scambiatore di calore è infinita. Perciò,

$$C_{min} = C_f = \dot{m}_f C_{p,f} = (0.5\ \text{kg/s})(4.18\ \text{kJ/kg.°C}) = 2.09\ \text{kW/°C}$$

e

$$C = 0$$

Quindi la potenza termica scambiata massima diventa

$$\dot{Q}_{max} = C_{min}(T_{c,e} - T_{f,e}) = (2.09\ \text{kW/°C})(30\ °\text{C} - 15\ °\text{C}) = 31.35\ \text{kW}$$

e

$$A = 8n\pi DL = 8 \times 50\pi(0.015\ \text{m})(2\ \text{m}) = 37.7\ \text{m}^2$$

Il NTU di questo scambiatore di calore è

$$\text{NTU} = \frac{UA}{C_{\min}} = \frac{(3\ \text{kW/m}^2.°\text{C})\,(37.7\ \text{m}^2)}{2.09\ \text{kW/°C}} = 54.11$$

Quindi l'efficacia di questo scambiatore di calore, corrispondente a $C = 0$ e NTU = 6,76, determinata usando la relazione appropriata nella Tabella 15.5, è

$$\varepsilon = 1 - \exp(-\text{NTU}) = 1 - \exp(-6.76) = 1$$

Quindi la potenza termica scambiata effettiva diventa

$$\dot{Q} = \varepsilon\,\dot{Q}_{\max} = (1)(31.35\ \text{kW}) = \mathbf{31.4\ kW}$$

(b) Infine, la portata in massa del vapore nel condensatore è data da

$$\dot{Q} = \dot{m}h_{c,1} \longrightarrow \dot{m} = \frac{\dot{Q}}{h_{c,1}} = \frac{31.4\ \text{kJ/s}}{2430\ \text{kJ/kg}} = \mathbf{0.0129\ kg/s}$$

19.15 Le differenze di temperatura tra il vapore e l'acqua alle due estremità del condensatore sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 30°\text{C} - 26°\text{C} = 4°\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 30°\text{C} - 18°\text{C} = 12°\text{C}$$

e la differenza media logaritmica di temperatura è

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1/\Delta T_2)} = \frac{4-12}{\ln(4/12)} = 7.28°\text{C}$$

L'area della superficie di scambio termico è

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{ml} \longrightarrow A = \frac{\dot{Q}}{U\Delta T_{ml}} = \frac{500\times 10^6\ \text{W}}{(3500\ \text{W/m}^2.°\text{C})(7.28°\text{C})} = 19{,}623\ \text{m}^2$$

La lunghezza totale dei tubi necessaria in questo condensatore diventa

$$A = \pi DL \longrightarrow L = \frac{A}{\pi D} = \frac{19{,}623\ \text{m}^2}{\pi(0.02\ \text{m})} = \mathbf{312{,}310\ m}$$

In questo caso è adatto uno scambiatore di calore a tubi e mantello a più passaggi.

19.16 Le proprietà dell'acqua a 300 K sono

$$k = 0.0261 \text{ W/m.°C}$$
$$\upsilon = 1.57 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{/s}$$
$$\text{Pr} = 0.712$$

Il numero di Reynolds è

$$\text{Re} = \frac{V_{\text{med}} D}{\upsilon} = \frac{(3 \text{ m/s})(0.01 \text{ m})}{1.57 \times 10^{-5} \text{ m}^2\text{/s}} = 2484$$

che è maggiore di 2300. Perciò, assumiamo un flusso turbolento completamente sviluppato e determiniamo il numero di Nusselt mediante la relazione

$$\text{Nu} = 0.023\,\text{Re}^{0.8}\,\text{Pr}^{0.4}\ 0.023(2484)^{0.8}(0.712)^{0.4} = 10.4$$

e

$$h_i = \frac{k}{D}\text{Nu} = \frac{0.0261 \text{ W/m.°C}}{0.01 \text{ m}}(10.4) = 21.0 \text{ W/m}^2\text{.°C}$$

L'area della superficie interna e l'area della superficie esterna del tubo sono

$$A_i = \pi D_i L = \pi(0.013 \text{ m})(1 \text{ m}) = 0.04084 \text{ m}^2$$
$$A_u = \pi D_u L = \pi(0.015 \text{ m})(1 \text{ m}) = 0.04712 \text{ m}^2$$

La resistenza termica totale di questo scambiatore di calore, riferita all'unità di lunghezza, è

$$R = \frac{1}{h_i A_i} + \frac{\ln(D_o/D_i)}{2\pi kL} + \frac{1}{h_u A_u}$$
$$= \frac{1}{(21.0 \text{ W/m}^2\text{.°C})(0.04084 \text{ m}^2)} + \frac{\ln(15/13)}{2\pi(110 \text{ W/m.°C})(1 \text{ m})} + \frac{1}{(35 \text{ W/m}^2\text{.°C})(0.04712 \text{ m}^2)}$$
$$= 1.7726\text{°C/W}$$

Quindi il coefficiente globale di scambio termico con riferimento alla superficie interna diventa

$$R = \frac{1}{U_i A_i} \longrightarrow U_i = \frac{1}{RA_i} = \frac{1}{(1.7726 \text{ °C/W})(0.04084 \text{ m}^2)} = \mathbf{13.8\ W/m^2.°C}$$

19.17 (a) La potenza termica scambiata in questo scambiatore di calore è

$$\dot{Q} = \dot{m}_c C_{p,c}(T_{c,e} - T_{c,u}) = (3\ \text{kg/s})(2.2\ \text{kJ/kg.°C})(130°\text{C} - 60°\text{C}) = \mathbf{462\ kW}$$

(b) La temperatura dell'acqua fredda all'uscita è

$$\dot{Q} = \dot{m}_f C_{p,f}(T_{f,u} - T_{f,e}) \longrightarrow T_{f,u} = T_{f,e} + \frac{\dot{Q}}{\dot{m}_f C_{p,f}}$$

$$= 20\ °\text{C} + \frac{462\ \text{kW}}{(3\ \text{kg/s})(4.18\ \text{kJ/kg.°C})} = 56.8°\text{C}$$

Le differenze di temperatura alle due estremità sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 130°\text{C} - 56.8°\text{C} = 73.2°\text{C}$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 60°\text{C} - 56.8°\text{C} = 3.2°\text{C}$$

La differenza media logaritmica di temperatura è

$$\Delta T_{ml,cc} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{73.2 - 3.2}{\ln(73.2/3.2)} = 22.4°\text{C}$$

e

$$\left.\begin{aligned} P &= \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = \frac{56.8 - 20}{130 - 20} = 0.335 \\ P &= \frac{T_2 - T_1}{t_1 - t_1} = \frac{130 - 60}{56.8 - 20} = 1.90 \end{aligned}\right\} F = 0.96$$

L'area della superficie di scambio termico è

$$\dot{Q} = UAF\Delta T_{ml} \longrightarrow A = \frac{\dot{Q}}{UF\Delta T_{ml}} = \frac{462\ \text{kW}}{(0.3\ \text{kW/m}^2.°\text{C})(0.96)(22.4°\text{C})} = \mathbf{71.6\ m^2}$$

19.18 La potenza termica scambiata in questo scambiatore di calore è

$$\dot{Q} = \dot{m}_c C_{p,c}(T_{c,e} - T_{c,u}) = (0.3\ \text{kg/s})(1.01\ \text{kJ/kg.°C})(90°\text{C} - 50°\text{C}) = 12.12\ \text{kW}$$

La temperatura dell'acqua fredda all'uscita è

$$\dot{Q} = \dot{m}_f C_{p,f}(T_{f,u} - T_{f,e}) \longrightarrow T_{f,u} = T_{f,e} + \frac{\dot{Q}}{\dot{m}_f C_{p,f}}$$

$$= 22\,°C + \frac{12.12\ kW}{(0.3\ kg/s)(4.18\ kJ/kg.°C)} = 31.7°C$$

Le differenze di temperatura alle due estremità sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 90°C - 31.7°C = 58.3°C$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 50°C - 22°C = 28°C$$

La differenza media logaritmica di temperatura è

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{58.3 - 28}{\ln(58.3/28)} = 41.3°C$$

L'area della superficie di scambio termico dal lato esterno del tubo è data da

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{ml} \longrightarrow A = \frac{\dot{Q}}{U\Delta T_{ml}} = \frac{12.12\ kW}{(0.08\ kW/m^2.°C)(41.3°C)} = 3.67\ m^2$$

La lunghezza del tubo necessaria diventa

$$A = \pi DL \longrightarrow L = \frac{A}{\pi D} = \frac{3.67\ m^2}{\pi(0.012\ m)} = \mathbf{97.3\ m}$$

19.19 Le differenze di temperatura alle due estremità sono

$$\Delta T_1 = T_{c,e} - T_{f,u} = 40°C - 35°C = 5°C$$

$$\Delta T_2 = T_{c,u} - T_{f,e} = 40°C - 25°C = 15°C$$

La differenza media logaritmica di temperatura è

$$\Delta T_{ml} = \frac{\Delta T_1 - \Delta T_2}{\ln(\Delta T_1 / \Delta T_2)} = \frac{5 - 15}{\ln(5/15)} = 9.1°C$$

L'area della superficie di scambio termico dal lato esterno del tubo è data da

$$\dot{Q} = UA\Delta T_{ml} \longrightarrow A = \frac{\dot{Q}}{U\Delta T_{ml}} = \frac{(15{,}000/3600)\ kW}{(0.150\ kW/m^2.°C)(9.1°C)} = \mathbf{3.05\ m^2}$$

19.20 La potenza termica scambiata è semplicemente

$$\dot{Q} = [\dot{m}\, c_p (T_c - T_u)]_{gas.} = (1.1\ \mathrm{kg/s})(1.1\ \mathrm{kJ/kg.°C})(180°\mathrm{C} - 95°\mathrm{C}) = \mathbf{102.9\ kW}$$