IQ46B - Operaciones de Transferencia I Agosto 27, 2008
Profesor: Tomás Vargas
Auxiliar: Melanie Colet

Clase Auxiliar 4.
Coeficiente de transferencia de calor por convección

PROBLEMA N° 1

Un intercambiador tubular de 35 in de diámetro interior, contiene 828 tubos de ¾ in de diámetro exterior, longitud de 12 pies, en disposición cuadrada de 1 in de pitch. Las placas deflectoras utilizadas son de 25% del estándar y están separadas entre sí una distancia de 12 in. Benceno líquido a una temperatura media global de 60 °F se calienta en el lado de la coraza del intercambiador con una velocidad de flujo de 100.000 lb/h. Si las superficies exteriores de los tubos están a 140 °F, estime el coeficiente individual de transferencia de calor del benceno.

SOLUCIÓN:

El coeficiente del lado de la coraza se obtiene a partir de la ecuación de Donohue. Las áreas de las secciones transversales para el flujo se calculan primero a partir de las ecuaciones vistas en la clase auxiliar. Los datos requeridos son:

$$D_o = \frac{0{,}75}{12} = 0{,}0625 \ \ ft \qquad D_s = \frac{35}{12} = 2{,}9167 \ \ ft \qquad p = \frac{1}{12} = 0{,}0833 \ \ ft \qquad P = 1 \ \ ft$$

Luego:

$$S_c = 2{,}9167 \times 1 \times \left(1 - \frac{0{,}0625}{0{,}0833}\right) = 0{,}7292 \ \ ft^2$$

El número de tubos en la ventana de la placa deflectora es aproximadamente igual al área fraccional de la ventana *f* multiplicada por el número total de tubos. Para una placa deflectora de 25%, *f* = 0,1955. Por lo tanto,

$N_b = 0{,}1955 \times 828 = 161{,}8$, o sea, 161 tubos

El área para el flujo en la ventana de la placa deflectora, a partir de la ecuación vista en auxiliar, será:

$$S_b = 0{,}1955 \times \frac{\pi \cdot 2{,}9167^2}{4} - 161 \times \frac{\pi \cdot 0{,}0625^2}{4} = 0{,}8123 \ \ ft^2$$

A partir de la ecuación de flujos se obtiene que:

$$G_c = \frac{100.000}{0{,}7292} = 137.137 \ \ lb/ft^2 - h \qquad G_b = \frac{100.000}{0{,}8123} = 123.107 \ \ lb/ft^2 - h$$

Entonces,

$$G_e = \sqrt{G_b \cdot G_c} = \sqrt{137.137 \cdot 123.107} = 129.933 \ {}^{lb}\!\!\diagup_{ft^2 - h}$$

Los datos adicionales que se requieren para su sustitución en la ecuación de Donohue se obtienen de las tablas de propiedades fisicoquímicas del benceno:

$$\mu(60°F) = 0{,}70 \ cP \qquad \mu(140°F) = 0{,}38 \ cP$$
$$c_p = 0{,}41 \ {}^{BTU}\!\!\diagup_{lb - °F} \qquad k = 0{,}092 \ {}^{BTU}\!\!\diagup_{ft - h - °F}$$

Finalmente obtenemos que:

$$\frac{h_o \cdot D_o}{k} = 0{,}2 \cdot \left(\frac{0{,}0625 \cdot 129.933}{0{,}70 \cdot 2{,}42}\right)^{0{,}6} \times \left(\frac{0{,}41 \cdot 0{,}70 \cdot 2{,}42}{0{,}092}\right)^{0{,}33} \cdot \left(\frac{0{,}70}{0{,}38}\right)^{0{,}14} = 68{,}59$$

Por lo tanto,

$$h_o = \frac{68{,}59 \cdot 0{,}092}{0{,}0625} = 101 \ {}^{BTU}\!\!\diagup_{ft^2 - h - °F}$$

PROBLEMA N° 2

Para el calentamiento de 30 ${}^{l}/_{h}$ de agua desde 20 °C hasta 80 °C se hace pasar ésta por el interior de un tubo de hierro horizontal de ¾ in, en cuyo exterior se condensa vapor de agua saturado a 6 atm. Calcule la longitud requerida del tubo para realizar el calentamiento.

NOTA: se trata de un intercambiador simple de tubos concéntricos

SOLUCIÓN:

Calculamos en primer lugar el coeficiente de convección pared del tubo – agua, tomando las propiedades del agua a la temperatura media entre 20 °C y 80 °C. Para esta temperatura (50 °C) evaluamos las propiedades del agua utilizando una tabla de propiedades fisicoquímicas, obteniendo:

$$\mu = 5{,}47 \times 10^{-4} \text{ Pa-s}$$
$$\rho = 988{,}05 \ {}^{kg}/_{m^3}$$
$$k = 0{,}644 \ {}^{W}/_{m\text{-}°K}$$
$$c_p = 4{,}18 \ {}^{kJ}/_{kg\text{-}°K}$$

Para la tubería se tiene que (según datos de fabricantes):

$$D_0 = 2{,}69 \times 10^{-2} \text{ m}, \qquad D_I = 2{,}09 \times 10^{-2} \text{ m}$$

Luego la sección transversal interna (por donde se mueva el agua es):

$$S_i = \pi \text{ x } (1,045 \text{ x } 10^{-2})^2 = 3,43 \text{ x } 10^{-4} \text{ m}^2$$

El flujo de agua es 36 $^{l}/_{min}$, es decir 6,0 x 10^{-4} m^3/s.

Calculemos el número de Reynolds y el número de Prandtl:

$$N_{\text{Re}} = \frac{\left({6,0x10^{-4}(m^3/s)} \big/ {3,43x10^{-4}\ (\text{m}^2)} \right) \cdot \left(988,05\,(\text{kg/m}^3)\right) \cdot \left(2,09x10^{-2}(m)\right)}{5,47x10^{-4}(Pa\ \text{s})}$$

$$N_{\text{Re}} = 66038$$

$$N_{\text{Pr}} = \frac{\left(4,18x10^3(J/(kg\,\text{K}))\right) \cdot \left(5,47x10^{-4}(kg/(m\,\text{s}))\right)}{\left(0,644(W/(m\,\text{K})\right)}$$

$$N_{\text{Pr}} = 3,55$$

De acuerdo a N_{Re} tenemos flujo turbulento (> 10.000), entonces para calentamiento al interior de tubos utilizamos:

$$N_{Nu} = 0,023 \cdot \left(N_{\text{Re}}\right)^{0,8} \cdot \left(N_{\text{Pr}}\right)^{0,4}$$

$$N_{Nu} = 0,023 \cdot (66038)^{0,8} \cdot (3,55)^{0,4}$$

$$N_{Nu} = 274$$

$$N_{Nu} = \frac{h\ D}{k}$$

$$h = \frac{N_{Nu}\ k}{D}$$

$$h = 30373\,\text{kJ/(m}^2 hrK)$$

(debe notarse que este es un valor promedio a considerar, un cálculo más riguroso debe considerar el valor de h para cada temperatura del fluido entro 20 °C y 80 °C)

Para el tubo de acero consideramos el coeficiente de conducción como 230 $^{kJ}/_{m\text{-}h\text{-}°K}$

El vapor saturado a 6 atm tiene una temperatura de 158,1 °C.

Para calcular el coeficiente de convección por condensación debemos conocer la temperatura del tubo (pared) y como es desconocida debemos realizar un *cálculo iterativo*.

Para la primera iteración suponemos que T_O = 100 °C

Entonces,

$$T_f = T_h - \frac{3(T_h - T_O)}{4}$$

$$T_f = 158{,}1 - \frac{3(158{,}1 - 100)}{4}$$

$$T_f = 115^oC$$

, y evaluamos las propiedades del film líquido a esta temperatura:

$k_f = 0{,}682\ ^{W}/_{m\text{-}°K}$
$\rho_f = 947{,}5\ ^{kg}/_{m^3}$
$g = 9{,}8\ ^{m}/_{s^2}$
$\lambda = 2217{,}3\ ^{kJ}/_{kg}$
$\Delta T_O = 58{,}1\ °K$
$D_O = 0{,}0269$ m
$\mu_f = 2{,}44 \times 10^{-4}$ Pa-s

Luego,

$$h = 1{,}13x\left(\frac{k_f^3\ \rho_f^2\ g\ \lambda}{\Delta T_O\ D_O\ \mu_f}\right)^{1/4}$$

, para mantener la integridad de unidades en esta expresión la conductividad debe expresarse en kW/m-K.

Y se obtiene **$h = 45.939\ ^{kJ}/_{m2\text{-}h\text{-}°K}$**

Para evaluar si la temperatura supuesta es correcta, debemos comparar la transferencia de calor que se produce en las distintas resistencias a la transferencia de calor que existen en el sistema.

$R_{convección} = 1/h_i = 3{,}29 \times 10^{-5}$
$R_{conducción} = (D_i/D_{ln})\cdot(\Delta x_w/k_w) = 1{,}15 \times 10^{-5}$
$R_{condensación} = (D_i/D_O)\cdot(1/h_O) = 1{,}69 \times 10^{-5}$

Y se debe cumplir que la conducción y convección deben igualarse a la condensación, es decir:

$$\frac{T_h - T_O}{R_{condensacón}} = \frac{T_O - T_i}{R_{convección} + R_{conducción}}$$

, para el lado izquierdo: $\frac{158{,}1 - 100}{1{,}69 \cdot 10^{-5}} = 3{,}44x10^6\ ^{kJ}/_{m2\text{-}h}$

, para el lado derecho: $\frac{100 - 50}{(3{,}29 + 1{,}15)\cdot 10^{-5}} = 1{,}13x10^6\ ^{kJ}/_{m2\text{-}h}$

Como el valor es distinto el valor supuesto era incorrecto. Para la segunda iteración observamos que es necesario que el valor del lado izquierdo baje y el otro aumente, para lo cual se debe suponer un valor de T_O mayor. Usaremos una temperatura de 133 °C.

$$T_f = 158{,}1 - \frac{3(158{,}1 - 133)}{4}$$
$$T_f = 139{,}3^{o}C$$

, y evaluamos las propiedades del film líquido a esta temperatura:

$k_f = 0{,}683\ ^{W}/_{m\text{-}°K}$
$\rho_f = 926{,}8\ ^{kg}/_{m^3}$
$g = 9{,}8\ ^{m}/_{s^2}$
$\lambda = 2.146{,}4\ ^{kJ}/_{kg}$
$\Delta T_O = 43{,}3$ °K
$D_O = 0{,}0269$ m
$\mu_f = 1{,}98 \times 10^{-4}$ Pa-s

Luego,

$$h = 1{,}13 \cdot \left(\frac{k_f^3\ \rho_f^2\ g\ \lambda}{\Delta T_O\ D_O\ \mu_f} \right)^{1/4}$$

Y se obtiene **$h = 58.649\ ^{kJ}/_{m2\text{-}h\text{-}°K}$**

Entonces,

$q_{condensacion} = 1{,}89 \times 10^6\ ^{kJ}/_{m^2\text{-}h}$
$q_{convección\text{-}conducción} = 1{,}87 \times 10^6\ ^{kJ}/_{m^2\text{-}h}$

, por lo cual la temperatura supuesta resultó correcta.

Consideramos un valor promedio de los calores transmitidos:

$q = 1{,}88 \times 10^6\ ^{kJ}/_{m^2\text{-}h}$

Como sabemos además que para calentar agua se requiere un calor total de:

$$Q = \dot{m}\ Cp\ \Delta T$$
$$Q = 2{,}16(m^3/hr) \cdot 988\left(kg/m^3\right) \cdot 4{,}18\left(kJ/kg/^{o}C\right) \cdot \left(80^{o}C - 20^{o}C\right)$$
$$Q = 532666\ (\text{kJ/hr})$$

Entonces,

$$A_{requerida} = \frac{Q}{q} = \frac{532.666}{1.880.000}$$
$$A_{requerida} = 0{,}2833 \ m^2$$

Y por lo tanto el área externa del tubo es:

$$A_O = \pi \cdot D_O \cdot L = 3{,}14159 \cdot 0{,}0269 \cdot L$$
$$A_O = 0{,}0845 \cdot L$$

Obteniéndose: L = 3,35 m