



**Universidad Autónoma del Estado de México**

**Facultad de Química**

**Ingeniería Química**

**Transferencia de Calor**

**“Manual de Prácticas en el Aula”**

**Elaborado por:**

**M. en C. Q. Eduardo Martín del Campo López**

Fecha de elaboración:

05 de agosto de 2019

---



## ÍNDICE

ÍNDICE.....	2
PRESENTACIÓN.....	3
PROGRAMA DE ESTUDIOS TRANSFERENCIA DE CALOR .....	4
UNIDAD TEMÁTICA 1 “TEMPERATURA” .....	5
UNIDAD TEMÁTICA 2 “INTERCAMBIADORES DE CALOR” .....	13
UNIDAD TEMÁTICA 3 “CONDENSADORES Y EVAPORADORES” .....	36
REFERENCIAS.....	50
MAPA CURRICULAR LICENCIATURA EN INGENIERÍA QUÍMICA .....	51



## PRESENTACIÓN

El Modelo Educativo de la Universidad Autónoma del Estado de México (UAEM), es un modelo de innovación curricular cuyo objetivo es dinamizar el proceso de formación profesional, de tal forma que se dé respuesta a las necesidades cambiantes y aceleradas del mundo contemporáneo. El Modelo UAEM está influenciado por la corriente constructivista y por la educación basada en competencias, permitiendo que la formación profesional se enfoque en la adquisición de competencias genéricas y profesionales, en lugar de la adquisición de información que solo tiene sentido desde el punto de vista enciclopédico.

Uno de los principales retos de los modelos educativos actuales es evitar la dispersión y fragmentación del conocimiento, en lugar de ello, los estudiantes deben poner en práctica los conocimientos, habilidades, pensamientos y valores para actuar en un contexto específico, es decir, centrar sus recursos cognitivos para lograr un desarrollo personal, social y laboral. En este contexto, en el Proyecto Curricular 2015 de la Licenciatura en Ingeniería Química se planteó que algunas unidades de aprendizaje (UAs) sean del tipo teórico-prácticas, en el entendido que las horas prácticas se utilicen para solucionar ejercicios/problemas, aclarar dudas sobre los temas analizados y organizar la información a la cual tienen acceso los estudiantes.

La UA de transferencia de calor se encuentra en quinto periodo escolar, forma parte del núcleo de formación sustantivo, y tiene como objetivo: diseñar equipos de transferencia de calor, así como algunos accesorios, con el propósito de resolver problemas de transferencia de calor; promoviendo el desarrollo de habilidades para el uso de TICs y software, así como la calidad en el trabajo, con responsabilidad social y una visión de sustentabilidad. Para lograr el objetivo planteado con anterioridad, la UA de transferencia de calor debe tener un enfoque de aprendizaje basado en problemas, es decir, que a partir de una necesidad específica sobre intercambio de calor entre fluidos de proceso, el estudiante sea capaz de aplicar conceptos, establecer una estrategia, solucionar modelos matemáticos y discernir entre diferentes tipos de información disponible, para el cálculo de coeficientes globales de transferencia de calor, que le permitan diseñar, o seleccionar, equipos.

El presente manual de prácticas en el aula es una herramienta opcional para el docente que imparte la UA de transferencia de calor, está conformado por series de ejercicios que ejemplifican de manera práctica los contenidos del programa de estudios. Los ejercicios que se proponen están encaminados a propiciar el aprendizaje de los alumnos enfrentándolos con situaciones inéditas.



## **PROGRAMA DE ESTUDIOS TRANSFERENCIA DE CALOR**

### Unidad Temática 1. "Temperatura"

- 1.1 Definir diferencia de temperatura.
- 1.2 Definir diferencia de temperatura media logarítmica.
- 1.3 Definir temperatura calórica.

### Unidad Temática 2. "Intercambiadores de calor"

- 2.1 Conceptos de intercambiadores de calor (IC)
- 2.2 Intercambiadores de calor (IC) de tubos concéntricos
- 2.3 Intercambiadores de calor (IC) de coraza y tubos
- 2.4 Intercambiadores de calor (IC) compactos

### Unidad Temática 3. "Condensadores y evaporadores"

- 3.1 Conceptos de condensación.
- 3.2 Conceptos de evaporación.



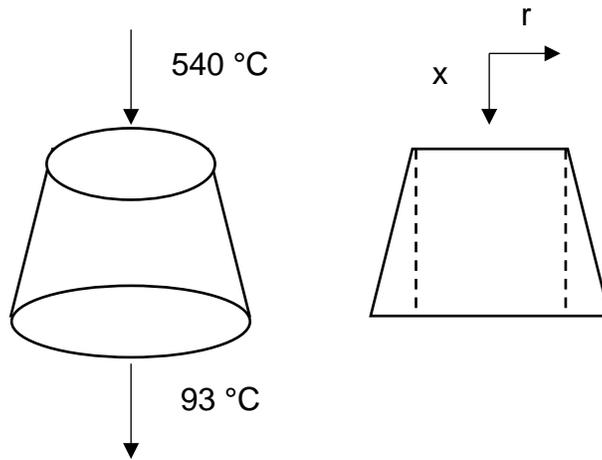
## UNIDAD TEMÁTICA 1 “TEMPERATURA”

### Problema de ejemplo.

Un cono truncado de 30 cm de alto está hecho de aluminio. El diámetro de la superficie superior es de 7.5 cm y el de la inferior es 12.5 cm. La superficie inferior se mantiene a 93 °C y la superior a 540 °C. La superficie lateral está aislada. ¿Cuál es el flujo de calor en W?

Solución:

El problema se trata de transferencia de calor por conducción y dado que la superficie lateral del cono se encuentra aislada, la conducción solo es en dirección  $x$ .



$$T_{prom} = \frac{540\text{ °C} + 93\text{ °C}}{2} = 316.5\text{ °C}$$

$$k(316.5\text{ °C}) = 202 \frac{W}{m \cdot \text{°C}}$$

(Holman, 2002)

Utilizando la Ley de Fourier para determinar el flujo de calor por conducción.

$$q = -kA \frac{dT}{dx}$$

$$A = \pi r^2, \text{ pero el radio cambia conforme cambia } x, r = f(x)$$

Para determinar la dependencia de  $r$  en función de  $x$ , se utiliza razones y proporciones de triángulos semejantes.



$$\frac{30}{2.5} = \frac{x}{a}$$
$$a = \frac{x}{\frac{30}{2.5}} = \frac{x}{12}$$

El radio del cono cambia conforme cambia  $x$ , de acuerdo a la siguiente expresión:

$$r = \frac{15}{4} + \frac{x}{12}$$
$$A = \pi \left( \frac{15}{4} + \frac{x}{12} \right)^2$$
$$q = -k\pi \left( \frac{15}{4} + \frac{x}{12} \right)^2 \frac{dT}{dx}$$

Resolviendo la ecuación diferencial por variables separable y utilizando unidades consistentes.

$$q \int_0^{30} \frac{dx}{\left( \frac{15}{4} + \frac{x}{12} \right)^2} = -k\pi \int_{540}^{93} dT$$
$$\boxed{q = 2216.1481 \text{ W}}$$

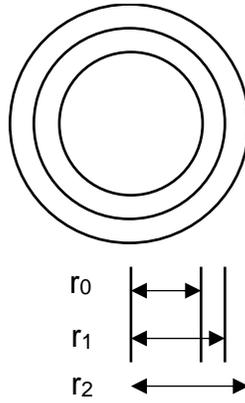
### Problema de ejemplo.

Una tubería de acero de 5 cm de diámetro exterior esta recubierta por un aislamiento de 6.4 mm de asbesto ( $k = 0.1666 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ ), seguido de una capa de 2.5 cm de fibra de vidrio ( $k = 0.048 \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$ ). La temperatura de la pared de la tubería es  $315^\circ\text{C}$  y la temperatura exterior del aislamiento es  $38^\circ\text{C}$ . Determinar la temperatura de la interfaz entre el asbesto y la fibra de vidrio.

Solución:

De acuerdo al problema no se debe plantear que existe transferencia de calor por convección, sino solo transferencia de calor por conducción. La tubería está recubierta por dos aislantes, por lo tanto, la pérdida de calor solo es radial y no longitudinal.

En el diagrama del problema  $r_0$  es el radio externo de la tubería,  $r_1$  es el radio externo de la tubería más el espesor del asbesto y  $r_2$  es el radio externo de la tubería más el espesor del asbesto más el espesor de la fibra de vidrio.



Suponiendo una transferencia de calor radial en estado estacionario, la pérdida de calor a través del recubrimiento de asbesto es igual a la pérdida de calor a través de la fibra de vidrio. Si  $A$  es el asbesto y  $B$  la fibra de vidrio, entonces:

$$q_A = -k_A A \frac{dT}{dr} = -k_A (2\pi r L) \frac{dT}{dr}$$

$$q_B = -k_B A \frac{dT}{dr} = -k_B (2\pi r L) \frac{dT}{dr}$$

Resolviendo la ecuación diferencial para la pérdida de calor a través de la pared de asbesto.

$$\frac{q_A}{L} \frac{dr}{r} = -2\pi k_A dT$$

$$\frac{q_A}{L} \int_{r_0}^{r_1} \frac{dr}{r} = -2\pi k_A \int_{T_0}^{T_1} dT$$

$$\frac{q_A}{L} \ln\left(\frac{r_1}{r_0}\right) = -2\pi k_A (T_1 - T_0)$$

$$\frac{q_A}{L} = \frac{2\pi k_A (T_0 - T_1)}{\ln\left(\frac{r_1}{r_0}\right)}$$

Para la pérdida de calor en la pared de fibra de vidrio.

$$\frac{q_B}{L} \int_{r_1}^{r_2} \frac{dr}{r} = -2\pi k_B \int_{T_1}^{T_2} dT$$

$$\frac{q_B}{L} \ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right) = -2\pi k_B (T_2 - T_1)$$



$$\frac{q_B}{L} = \frac{2\pi k_B (T_1 - T_2)}{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}$$

Como:  $\frac{q_A}{L} = \frac{q_B}{L} = \frac{q}{L}$ .

$$\frac{q}{L} = \frac{2\pi(T_0 - T_2)}{\frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_0}\right)}{k_A} + \frac{\ln\left(\frac{r_2}{r_1}\right)}{k_B}} = \frac{2\pi(315^\circ\text{C} - 38^\circ\text{C})}{\frac{\ln\left(\frac{0.0314\text{ m}}{0.025\text{ m}}\right)}{0.1666 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot^\circ\text{C}}} + \frac{\ln\left(\frac{0.0564\text{ m}}{0.0314\text{ m}}\right)}{0.048 \frac{\text{W}}{\text{m}\cdot^\circ\text{C}}}} = 128.2621 \frac{\text{W}}{\text{m}}$$

Para conocer la temperatura entre los dos aislantes ( $T_1$ ), se puede despejar de cualquiera de las dos ecuaciones para determinar la pérdida de calor en el asbesto o la fibra de vidrio.

$$T_1 = T_0 - \frac{q_A}{L} \frac{\ln\left(\frac{r_1}{r_0}\right)}{2\pi k_A} = 287.0714^\circ\text{C}$$

### Problema de ejemplo.

Benceno frío ( $10000\text{ lb/h}$ ) se calienta bajo presión desde  $100^\circ\text{F}$ , enfriando  $9000\text{ lb/h}$  de nitrobenceno a una temperatura de  $220^\circ\text{F}$ , la transferencia de calor se lleva a efecto en un aparato de tubos concéntricos que tiene tubería  $1\frac{1}{4}\text{ in}$  IPS y  $240\text{ ft}$  de largo. Otras pruebas en equipos similares de transferencia de calor y entre los mismos líquidos indican un valor  $U = 120\text{ Btu/h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$ , basado en el área exterior del tubo interno.

- ¿Qué temperatura de salida se puede esperar en una operación a contracorriente?
- ¿Qué temperatura de salida se alcanza en flujo en paralelo?

Solución:

En este problema no se conocen dos de las temperaturas de proceso, la temperatura de salida del fluido frío ( $t_2$ ) y la temperatura de salida del fluido caliente ( $T_2$ ). Por lo tanto, se tiene que realizar un proceso iterativo, utilizando la información disponible, para calcular ambas temperaturas.

El calor que cede el fluido caliente es igual al calor ganado por el fluido frío, por lo tanto:

$$q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1)$$

En donde  $W$  y  $C$  son el flujo másico y el calor específico del fluido caliente, respectivamente, y,  $w$  y  $c$  son el flujo másico y el calor específico del fluido frío.



$$R = \frac{wc}{WC} = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1}$$

$$q = UAMLDT$$

Para un sistema a contracorriente.

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

$$q = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)}$$

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right) = UA \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{wc(t_2 - t_1)}$$

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right) = \frac{UA}{wc} \left[ \frac{(T_1 - T_2)}{(t_2 - t_1)} - \frac{(t_2 - t_1)}{(t_2 - t_1)} \right]$$

$$\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right) = \frac{UA}{wc} [R - 1]$$

$$\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1} = e^{\frac{UA}{wc}(R-1)}$$

Recordando el valor de  $t_2$ .

$$t_2 = t_1 + \frac{(T_1 - T_2)}{R}$$

Sustituyendo.

$$\frac{T_1 - \left(t_1 + \frac{(T_1 - T_2)}{R}\right)}{T_2 - t_1} = e^{\frac{UA}{wc}(R-1)}$$

Simplificando.

$$T_2 = \frac{(1 - R)T_1 + \left(1 - e^{\frac{UA}{wc}(R-1)}\right)Rt_1}{1 - Re^{\frac{UA}{wc}(R-1)}}$$



La ecuación anterior es para determinar la temperatura de salida del fluido caliente en un sistema de flujo a contracorriente. Para flujo en paralelo, se tiene que realizar el mismo análisis, pero se tiene que modificar la ecuación de la diferencia de temperatura media logarítmica de la siguiente manera.

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_1) - (T_2 - t_2)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_1}{T_2 - t_2}\right)}$$

Finalmente, la temperatura de salida del fluido caliente ( $T_2$ ) para flujo en paralelo se calcula:

$$T_2 = \frac{\left(R + e^{\frac{UA}{wc(R+1)}}\right)T_1 + \left(e^{\frac{UA}{wc(R+1)}} - 1\right)Rt_1}{(R + 1)e^{\frac{UA}{wc(R+1)}}}$$

<p>Fluido frío (benceno)</p> <p><math>w = 10000 \text{ lb/h}</math></p> <p><math>t_1 = 100 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> <p><math>t_2 = 150 \text{ }^\circ\text{F}</math> (temperatura supuesta)</p> <p><math>t_{prom} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 125 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> <p><math>c(125 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.44 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F}</math> (Kern, 2006)</p>	<p>Fluido caliente (nitrobenceno)</p> <p><math>W = 9000 \text{ lb/h}</math></p> <p><math>T_1 = 220 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> <p><math>T_2 = 170 \text{ }^\circ\text{F}</math> (temperatura supuesta)</p> <p><math>T_{prom} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 195 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> <p><math>C(195 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.408 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F}</math> (Kern, 2006)</p>
<p><math>A = \pi D_o L = 104.275 \text{ ft}^2</math></p> <p><math>R = \frac{wC}{WC} = 1.198</math></p> <p>En primer lugar, se va a determinar la temperatura de salida del fluido caliente en flujo a contracorriente.</p> <p><math display="block">T_2 = \frac{(1 - R)T_1 + \left(1 - e^{\frac{UA}{wc(R-1)}}\right)Rt_1}{1 - R e^{\frac{UA}{wc(R-1)}}} = 121.525 \text{ }^\circ\text{F}</math></p> <p><math display="block">t_2 = t_1 + \frac{(T_1 - T_2)}{R} = 182.199 \text{ }^\circ\text{F}</math></p>	



Las temperaturas  $T_2$  y  $t_2$  calculadas no son las mismas que las supuestas, por lo tanto, se tiene que realizar un proceso iterativo hasta que las temperaturas supuestas sean idénticas a las calculadas. Es importante mencionar que al cambiar las temperaturas de ambos fluidos también cambia su temperatura promedio y en consecuencia su calor específico. Después de varias iteraciones.

$$T_2 = 119.328 \text{ } ^\circ F$$

$$t_2 = 180.053 \text{ } ^\circ F$$

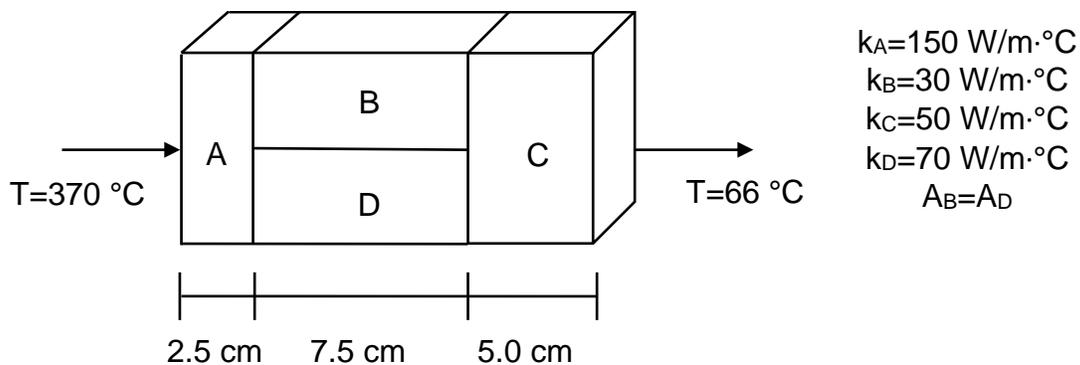
El procedimiento para flujo en paralelo es el mismo, solo se deben emplear las fórmulas correspondientes.



### Problemas propuestos.

1. Un material super-aislante cuya conductividad térmica es  $2 \times 10^{-4} \text{ W/m} \cdot ^\circ\text{C}$  se utiliza para aislar un depósito de nitrógeno líquido que se mantiene a  $-196^\circ\text{C}$ . Para evaporar  $1 \text{ kg}$  de nitrógeno a esta temperatura se necesita  $199 \text{ kJ}$ , suponiendo que el depósito es una esfera que tiene un diámetro de  $0.61 \text{ m}$ , estime la cantidad de nitrógeno evaporado por día para un espesor de aislante de  $2.5 \text{ cm}$  y una temperatura ambiente de  $21^\circ\text{C}$ . Suponer que la temperatura del aislante es la misma que la del ambiente.

2. Encontrar la transferencia de calor por unidad de área a través de la pared compuesta, mostrada en la figura. Suponer flujo de calor unidimensional.



3. Un oleoducto de  $50 \text{ cm}$  de diámetro transporta e el Ártico petróleo a  $30^\circ\text{C}$  y esta expuesto a una temperatura ambiente de  $-20^\circ\text{C}$ . Un aislante especial de polvo de  $5 \text{ cm}$  de espesor y de conductividad térmica de  $7 \text{ mW/m} \cdot ^\circ\text{C}$  cubre la superficie del oleoducto. El coeficiente de convección en el exterior del oleoducto es  $12 \text{ W/m}^2 \cdot ^\circ\text{C}$ . Estimar la pérdida de energía del oleoducto por unidad de longitud.

4. Kerosena de  $40^\circ \text{ API}$  se enfría de  $400$  a  $200^\circ\text{F}$  calentando aceite crudo de  $34^\circ \text{ API}$  de  $100$  a  $200^\circ\text{F}$ . ¿Entre qué temperaturas calóricas es transferido el calor y qué tanto se desvían estas de la temperatura promedio?



## UNIDAD TEMÁTICA 2 “INTERCAMBIADORES DE CALOR”

### Problema de ejemplo.

Se desea calentar 9820  $lb/h$  de benceno frío de 80 a 120  $^{\circ}F$  usando tolueno caliente que se enfría de 160 a 100  $^{\circ}F$ . La gravedad específica a 68  $^{\circ}F$  son 0.88 y 0.87, respectivamente. A cada corriente se le asigna un factor de obstrucción de 0.001  $h \cdot ft^2 \cdot ^{\circ}F/Btu$ , y la caída de presión permitida para cada corriente es de 10  $lbj/in^2$ . Se dispone de cierto número de horquillas de 20  $ft$  de longitud de  $2 \times 1 \frac{1}{4}$   $in$  IPS. ¿Cuántas horquillas se requieren?

Características del intercambiador de tubos concéntricos (doble tubo)

$$D_i(out) = 2.067 \text{ in ced. 40} \\ (\text{Kern, 2006})$$

$$D_i(int) = 1.38 \text{ in ced. 40} \\ D_o(int) = 1.66 \text{ in ced. 40} \\ (\text{Kern, 2006})$$

$$a_p = \frac{\pi D_i(int)^2}{4} = 1.038 \times 10^{-2} \text{ ft}^2$$

$$a_a = \frac{\pi(D_i(out)^2 - D_o(int)^2)}{4} = 8.273 \times 10^{-3} \text{ ft}^2$$

Fluido frío (benceno)

$$w = 9820 \text{ lb/h}$$

$$t_1 = 80 \text{ }^{\circ}F \text{ y } t_2 = 120 \text{ }^{\circ}F$$

$$t_{prom} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 100 \text{ }^{\circ}F$$

$$c(100 \text{ }^{\circ}F) = 0.42 \text{ Btu/lb} \cdot ^{\circ}F \\ (\text{Kern, 2006})$$

Fluido caliente (tolueno)

$$T_1 = 160 \text{ }^{\circ}F \text{ y } T_2 = 100 \text{ }^{\circ}F$$

$$T_{prom} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 130 \text{ }^{\circ}F$$

$$C(130 \text{ }^{\circ}F) = 0.44 \text{ Btu/lb} \cdot ^{\circ}F \\ (\text{Kern, 2006})$$

Balance de calor

$$q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1)$$

$$W = \frac{wc(t_2 - t_1)}{C(T_1 - T_2)} = 6250 \text{ lb/h}$$



Se debe suponer siempre flujo a contracorriente porqué en esta configuración la transferencia de calor se ve favorecida.

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 28.8539 \text{ } ^\circ F$$

$$\mu_{\text{benceno}}(80 \text{ } ^\circ F) = 0.6 \text{ cP (Kern, 2006)}$$

$$\mu_{\text{tolueno}}(100 \text{ } ^\circ F) = 0.5 \text{ cP (Kern, 2006)}$$

Las viscosidades de ambos fluidos a sus temperaturas más bajas no exceden el valor de 1 cP, por lo tanto, se puede trabajar con temperaturas promedio en lugar de temperaturas calóricas.

Para elegir la sección en donde se transportarán los fluidos se debe considerar el flujo másico. Para este problema el benceno irá por el tubo interno, que es donde hay una sección transversal mayor, y el tolueno irá por el ánulo.

Tubo interno: benceno (fluido frío)

$$G_p = \frac{W}{a_p} = 946050.09 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$$

$$\mu(100 \text{ } ^\circ F) = 0.53 \text{ cP} = 1.2826 \text{ lb/h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$$

$$Re_p = \frac{D_i G_p}{\mu} = 84824.388$$

$$j_H = 220 \text{ (Kern, 2006) Fig. 24 apéndices}$$

$$k(100 \text{ } ^\circ F) = 0.0907 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ F \text{ (Kern, 2006)}$$

$$j_H = \left(\frac{h_i D_i}{k}\right) \left(\frac{C\mu}{k}\right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14} = 1 \text{ fluido de baja viscosidad}$$

$$h_i = 316.70 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$$

$$h_{io} = h_i \left(\frac{D_i}{D_o}\right) = 263.28 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Ánulo: tolueno (fluido caliente)

$$De = \frac{D_i(\text{out})^2 - D_o(\text{int})^2}{D_o(\text{int})} = 7.6149 \times 10^{-2} \text{ ft}$$

$$G_a = \frac{W}{a_a} = 755469.59 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$$

$$\mu(130 \text{ } ^\circ F) = 0.42 \text{ cP} = 1.0164 \text{ lb/h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$$

$$Re_a = \frac{De G_a}{\mu} = 56600.01$$

$$j_H = 160 \text{ (Kern, 2006) Fig. 24 apéndices}$$

$$k(130 \text{ } ^\circ F) = 0.085 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ F \text{ (Kern, 2006)}$$

$$j_H = \left(\frac{h_o De}{k}\right) \left(\frac{C\mu}{k}\right)^{-\frac{1}{3}} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}$$

$$\left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14} = 1 \text{ fluido de baja viscosidad}$$



	$h_o = 310 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 142.36 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} = 0.001 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu} \text{ (Dato del problema)}$ $U_D = 124.62 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $q = U_D AMLDT$ $A = \frac{q}{U_D MLDT} = 45.88 \text{ ft}^2$ <p>De la Tab. 11 apéndices (Kern, 2006) para un tubo estándar 1 1/4 in el área superficial es: <math>0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}</math>.</p> $L_{req} = \frac{45.88 \text{ ft}^2}{0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 105.47 \text{ ft}$ $\# \text{ Horq} = 105.47 \text{ ft} \left( \frac{1 \text{ Horq}}{40 \text{ ft}} \right) = 2.6367 \approx 3$ $120 \text{ ft}(0.435 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 52.2 \text{ ft}^2 = A_{real}$ $U_D = \frac{q}{A_{real} MLDT} = 109.54 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $R_d = \frac{U_c - U_D}{U_c U_D} = 0.0021 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$	
<p>Caída de presión</p> <p>Tubo interno: benceno (fluido frío)</p> $f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Re_p)^{0.42}} = 0.0057$ $\Delta F_p = \frac{4fG_p^2 L}{2g\rho^2 D_i} = 8.49 \text{ ft}$	<p>Ánulo: tolueno (fluido caliente)</p> $De' = D_i(out) - D_o(int) = 3.391 \times 10^{-2} \text{ ft}$ $Re' = \frac{De' G_a}{\mu} = 25204.61$ $f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Re')^{0.42}} = 7.24 \times 10^{-3}$



$\rho = \rho_{esp}\rho_{H_2O} = 0.88(62.3 \text{ lb/ft}^3)$ $= 54.82 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta P_p = (\Delta F_p)\rho = 465.42 \text{ lbf/ft}^2$ $= 3.232 \text{ lbf/in}^2$	$\rho_{esp} = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}}$ $\rho = \rho_{esp}\rho_{H_2O} = 0.87(62.3 \text{ lb/ft}^3)$ $= 54.201 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_a = \frac{4fG_a^2L}{2g\rho^2De'} = 23.8799 \text{ ft}$ $\Delta F_l = \frac{u^2}{2g} = \frac{\frac{G_a}{\rho}}{2g} = \frac{(3.87 \text{ ft/s})^2}{2(32.2 \text{ ft/s}^2)}$ $= 0.2325 \frac{\text{ft}}{\text{Horq}} (3 \text{ Horq})$ $= 0.6975 \text{ ft}$ $\Delta P_a = (\Delta F_a + \Delta F_l)\rho$ $= 1332.1196 \text{ lbf/ft}^2$ $= 9.25 \text{ lbf/in}^2$
<p>La Caída de presión en ambas secciones del intercambiador es menor a <math>10 \text{ lbf/in}^2</math>, por lo tanto, el intercambiador es adecuado para el servicio propuesto.</p>	

### Problema de ejemplo.

Se deben enfriar  $100000 \text{ lb/h}$  de nitrobenzeno de  $325$  a  $275 \text{ }^\circ\text{F}$ , calentando benceno de  $100$  a  $300 \text{ }^\circ\text{F}$ . Se emplearán horquillas de  $20 \text{ ft}$  de  $4 \times 3 \text{ in}$  IPS de doble tubo, y se permitirán caídas de presión  $10 \text{ lbf/in}^2$ . Se requiere un factor de obstrucción  $0.004 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F/Btu}$ .

- ¿Cuántas horquillas se requieren?
- ¿Cómo deben arreglarse?
- Factor final de obstrucción.

Características del intercambiador de tubos concéntricos (doble tubo)

$$D_i(\text{out}) = 4.026 \text{ in} = 0.3355 \text{ ft ced. 40}$$

(Kern, 2006)

$$D_i(\text{int}) = 3.068 \text{ in} = 0.2556 \text{ ft ced. 40}$$

$$D_o(\text{int}) = 3.50 \text{ in} = 0.2916 \text{ ft ced. 40}$$

(Kern, 2006)



$a_p = \frac{\pi D_i(int)^2}{4} = 5.133 \times 10^{-2} ft^2$ $a_a = \frac{\pi(D_i(out)^2 - D_o(int)^2)}{4} = 2.159 \times 10^{-2} ft^2$	
<p>Fluido frío (benceno)</p> <p><math>t_1 = 100 \text{ }^\circ F</math> y <math>t_2 = 300 \text{ }^\circ F</math></p> <p><math>t_{prom} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 200 \text{ }^\circ F</math></p> <p><math>c(200 \text{ }^\circ F) = 0.48 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ }^\circ F</math> (Kern, 2006)</p>	<p>Fluido caliente (nitrobenceno)</p> <p><math>W = 100000 \text{ lb/h}</math></p> <p><math>T_1 = 325 \text{ }^\circ F</math> y <math>T_2 = 275 \text{ }^\circ F</math></p> <p><math>T_{prom} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 300 \text{ }^\circ F</math></p> <p><math>C(300 \text{ }^\circ F) = 0.44 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ }^\circ F</math> (Kern, 2006)</p>
<p>Balance de calor</p> $q = WC(T_1 - T_2) = wc(t_2 - t_1) = 2200000 \text{ Btu/h}$ $w = \frac{WC(T_1 - T_2)}{c(t_2 - t_1)} = 22916.66 \text{ lb/h}$ <p>Se debe suponer siempre flujo a contracorriente porqué en esta configuración la transferencia de calor se ve favorecida.</p> $MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 77.0847 \text{ }^\circ F$ <p><math>\mu_{benceno}(100 \text{ }^\circ F) = 0.52 \text{ cP}</math> (Kern, 2006) <math>\mu_{nitrobenceno}(275 \text{ }^\circ F) = 0.48 \text{ cP}</math> (Kern, 2006)</p> <p>Fluidos no viscosos, pero la diferencia de temperaturas que experimenta el benceno es muy alta (<math>200 \text{ }^\circ F</math>), por lo tanto, se debe utilizar temperaturas calóricas.</p> $^\circ API(benceno) = \frac{141.5}{\rho_{esp}} - 131.5 = 29.2954$ $\rho_{esp} = 0.88 \text{ (Kern, 2006)}$ $t_2 - t_1 = 200 \text{ }^\circ F$	



$Kc = 0.48$  Inserto Fig. 17 apéndices (Kern, 2006)

$$r = \frac{\Delta tc}{\Delta th} = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = 7$$

$$Fc = \frac{\frac{1}{Kc} + \left(\frac{r}{r-1}\right)}{1 + \frac{\ln(Kc+1)}{\ln(r)}} - \frac{1}{Kc} = 0.621$$

$$Tc = T_2 + Fc(T_1 - T_2) = 306.08 \text{ } ^\circ F$$

$$tc = t_1 + Fc(t_2 - t_1) = 224.32 \text{ } ^\circ F$$

Para elegir la sección en donde se transportarán los fluidos se debe considerar el flujo másico. Para este problema el nitrobenceno irá por el tubo interno, que es donde hay una sección transversal mayor, y el benceno irá por el ánulo.

Tubo interno: nitrobenceno (fluido caliente)

$$G_p = \frac{W}{a_p} = 1948178.45 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$$

$$\mu(306.08 \text{ } ^\circ F) = 0.29 \text{ cP} = 0.7018 \text{ lb/h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$$

$$Re_p = \frac{D_i G_p}{\mu} = 709723.98$$

Este número de Reynolds es muy elevado para que se pueda utilizar (Kern, 2006) Fig. 24 apéndices. Se debe utilizar una correlación para calcular  $h_i$ .

Suponer un tubo un tubo liso.

$$Nu_p = 0.027 Re_p^{0.8} Pr_p^{1/3} \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

$$\phi_p = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14}$$

Ánulo: benceno (fluido frío)

$$De = \frac{D_i(out)^2 - D_o(int)^2}{D_o(int)} = 9.425 \times 10^{-2} \text{ ft}$$

$$G_a = \frac{w}{a_a} = 1061447.9 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$$

$$\mu(224.32 \text{ } ^\circ F) = 0.23 \text{ cP} = 0.5566 \text{ lb/h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$$

$$Re_a = \frac{De G_a}{\mu} = 179736.731$$

$$j_H = 420 \text{ (Kern, 2006) Fig. 24 apéndices}$$

$$c(224.32 \text{ } ^\circ F) = 0.495 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ } ^\circ F \text{ (Kern, 2006)}$$

$$k(224.32 \text{ } ^\circ F) = 0.0788 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot \text{ } ^\circ F \text{ (Kern, 2006)}$$

$$j_H = \left(\frac{h_o De}{\phi_a k}\right) \left(\frac{C\mu}{k}\right)^{-\frac{1}{3}}$$



$C(306.08\text{ }^\circ\text{F}) = 0.444\text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \text{ (Kern, 2006)}$ $k(306.08\text{ }^\circ\text{F}) = 0.0827\text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F} \text{ (Kern, 2006)}$ $Pr_p = \frac{C\mu}{k} = 3.7678$ $\frac{Nu_p}{\phi_p} = 2014.9516$ $\frac{Nu_p}{\phi_p} = \frac{h_i D_i}{\phi_p k}$ $\frac{h_i}{\phi_p} = \frac{Nu_p k}{\phi_p D_i} = 651.9424\text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $\frac{h_{io}}{\phi_p} = \frac{h_i}{\phi_p} \left( \frac{D_i}{D_o} \right) = 571.474\text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	$\frac{h_o}{\phi_a} = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{-0.14}$ $\frac{h_o}{\phi_a} = 532.968\text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
$t_w = tc + \frac{\frac{h_{io}}{\phi_p}}{\frac{h_{io}}{\phi_p} + \frac{h_o}{\phi_a}} (Tc - tc) = 266.6250\text{ }^\circ\text{F}$ $\mu_{\text{nitrobenzeno}}(266.6250\text{ }^\circ\text{F}) = 0.37\text{ cP} = 0.4235\text{ lb/h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$ $\mu_{\text{benceno}}(266.6250\text{ }^\circ\text{F}) = 0.175\text{ cP} = 0.8954\text{ lb/h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$ $\phi_p = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0.9665$ $h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_p} (\phi_p) = 552.3296\text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ $\phi_a = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.0390$ $h_o = \frac{h_o}{\phi_a} (\phi_a) = 553.7537\text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$	



$$U_C = \frac{h_{i0}h_0}{h_{i0} + h_0} = 276.5203 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{1}{u_D} - \frac{1}{u_C} = 0.004 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \text{ (Dato del problema)}$$

$$U_D = 131.2973 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$q = U_D AMLDT$$

$$A = \frac{q}{U_D MLDT} = 217.3695 \text{ ft}^2$$

De la Tab. 11 apéndices (Kern, 2006) para un tubo estándar 3 in el área superficial es:  $0.917 \text{ ft}^2/\text{ft}$ .

$$L_{req} = \frac{217.3695 \text{ ft}^2}{0.917 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 237.0441 \text{ ft}$$

$$\# \text{ Horq} = 237.0441 \text{ ft} \left( \frac{1 \text{ Horq}}{40 \text{ ft}} \right) = 5.9261 \approx 6$$

$$240 \text{ ft}(0.917 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 220.08 \text{ ft}^2 = A_{real}$$

$$U_D = \frac{q}{A_{real} MLDT} = 129.6802 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 4.0949 \times 10^{-3} \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Caída de presión

Tubo interno: nitrobenceno (fluido caliente)

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Re_p)^{0.42}} = 4.4207 \times 10^{-3}$$

$$\Delta F_p = \frac{4fG_p^2 L}{2g\rho^2 D_i} = 13.5193 \text{ ft}$$

$$\rho = \rho_{esp} \rho_{H_2O} = 1.20(62.3 \text{ lb/ft}^3) = 74.76 \text{ lb/ft}^3$$

Ánulo: benceno (fluido frío)

$$De' = D_i(out) - D_o(int) = 0.0433 \text{ ft}$$

$$Re' = \frac{De' G_a}{\mu} = 83586.3539$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Re')^{0.42}} = 5.7610 \times 10^{-3}$$

$$\rho_{esp} = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}}$$



$\Delta P_p = (\Delta F_p)\rho = 1010.7028 \text{ lbf/ft}^2$ $= 7.0187 \text{ lbf/in}^2$	$\rho = \rho_{esp}\rho_{H_2O} = 0.88(62.3 \text{ lb/ft}^3)$ $= 54.824 \text{ lb/ft}^3$ $\Delta F_a = \frac{4fG_a^2L}{2g\rho^2De'} = 57.4078 \text{ ft}$ $\Delta F_l = \frac{u^2}{2g} = \frac{G_a}{2g} = \frac{(19361.0079 \text{ ft/h})^2}{2(4.17 \times 10^8 \text{ ft/h}^2)}$ $= 0.4494 \frac{\text{ft}}{\text{Horq}} (6 \text{ Horq})$ $= 2.6964 \text{ ft}$ $\Delta P_a = (\Delta F_a + \Delta F_l)\rho$ $= 3295.1526 \text{ lbf/ft}^2$ $= 22.8830 \text{ lbf/in}^2$
<p>Lo que se sugiere en este caso es derivar el flujo que va en la sección anular, ya que no tiene sentido cambiar los flujos porque se corre el riesgo que ambos fluidos experimenten caídas de presión fuera del rango permisible. El arreglo sería el siguiente: 2 corrientes (<math>n</math>) en paralelo en el ánulo (fluido frío) y una serie en el tubo interno.</p> $\frac{1 - P'}{\gamma} = \frac{2.3nR'}{R' - 1} \log \left[ \left( \frac{R' - 1}{R'} \right) \left( \frac{1}{P'} \right)^{\frac{1}{n}} + \frac{1}{R'} \right]$ $R' = \frac{T_1 - T_2}{n(t_2 - t_1)} = 0.1250$ $P' = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.7778$ $\gamma = 0.2812$ $\Delta t = \gamma(T_1 - t_1) = 63.27 \text{ }^\circ\text{F}$	
	<p>Ánulo: benceno (fluido frío)</p> $w = \frac{w}{2} = 11458.33 \text{ lb/h}$ $G_a = \frac{w/2}{a_a} = 530693.9095 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$



	$\mu(224.32\text{ }^\circ\text{F}) = 0.23\text{ cP} = 0.5566\text{ lb/h}\cdot\text{ft}$ <p>(Kern, 2006)</p> $Re_a = \frac{DeG_a}{\mu} = 89867.2742$ $j_H = 235 \text{ (Kern, 2006) Fig. 24 apéndices}$ $c(224.32\text{ }^\circ\text{F}) = 0.495\text{ Btu/lb}\cdot^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p> $k(224.32\text{ }^\circ\text{F}) = 0.0788\text{ Btu/h}\cdot\text{ft}\cdot^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p> $j_H = \left(\frac{h_o De}{\phi_a k}\right) \left(\frac{c\mu}{k}\right)^{-\frac{1}{3}}$ $\frac{h_o}{\phi_a} = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{-0.14}$ $\frac{h_o}{\phi_a} = 298.1953\text{ Btu/h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$
	$t_w = tc + \frac{\frac{h_{io}}{\phi_p}}{\frac{h_{io}}{\phi_p} + \frac{h_o}{\phi_a}} (Tc - tc) = 278.0458\text{ }^\circ\text{F}$ $\mu_{\text{nitrobenceno}}(278.04\text{ }^\circ\text{F}) = 0.33\text{ cP} = 0.7986\text{ lb/h}\cdot\text{ft}$ <p>(Kern, 2006)</p> $\mu_{\text{benceno}}(278.04\text{ }^\circ\text{F}) = 0.16\text{ cP} = 0.3872\text{ lb/h}\cdot\text{ft}$ <p>(Kern, 2006)</p> $\phi_p = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 0.9820$ $h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_p} (\phi_p) = 561.1874\text{ Btu/h}\cdot\text{ft}^2\cdot^\circ\text{F}$ $\phi_a = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 1.0521$



$$h_o = \frac{h_o}{\phi_a} (\phi_a) = 313.7312 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 201.2324 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C} = 0.004 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu} \text{ (Dato del problema)}$$

$$U_D = 111.4914 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$q = U_D A \Delta t$$

$$A = \frac{q}{U_D \Delta t} = 311.8351 \text{ ft}^2$$

$$L_{req} = \frac{311.8351 \text{ ft}^2}{0.917 \text{ ft}^2/\text{ft}} = 340.0600 \text{ ft}$$

# *Horq* =  $340.0600 \text{ ft} \left( \frac{1 \text{ Horq}}{40 \text{ ft}} \right) = 8.5015 \approx 10$  (Por ser un número par de corrientes en las que se divide el fluido frío)

$$400 \text{ ft} (0.917 \text{ ft}^2/\text{ft}) = 366.8 \text{ ft}^2 = A_{real}$$

$$U_D = \frac{q}{A_{real} MLDT} = 94.7844 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{U_C - U_D}{U_C U_D} = 5.5808 \times 10^{-3} \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F/Btu}$$

Caída de presión

Tubo interno: nitrobenzeno (fluido caliente)

$$\Delta F_p = \frac{4f G_p^2 L}{2g \rho^2 D_i} = 22.5321 \text{ ft}$$

$$L = 400 \text{ ft}$$

$$\rho = \rho_{esp} \rho_{H_2O} = 1.20 (62.3 \text{ lb/ft}^3) = 74.76 \text{ lb/ft}^3$$

Ánulo: benceno (fluido frío)

$$Re' = \frac{De' G_a}{\mu} = 41284.6681$$

$$f = 0.0035 + \frac{0.264}{(Re')^{0.42}} = 6.5406 \times 10^{-3}$$

$$\rho_{esp} = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}}$$



$\Delta P_p = (\Delta F_p)\rho = 1684.4997 \text{ lbf/ft}^2$ $= 11.6979 \text{ lbf/in}^2$	$\rho = \rho_{esp}\rho_{H_2O} = 0.88(62.3 \text{ lb/ft}^3)$ $= 54.824 \text{ lb/ft}^3$ $L = 200 \text{ ft}$ $\Delta F_a = \frac{4fG_a^2L}{2g\rho^2De'} = 13.5768 \text{ ft}$ $\Delta F_t = \frac{u^2}{2g} = \frac{\frac{G_a}{\rho}}{2g} = \frac{(9679.9560 \text{ ft/h})^2}{2(4.17 \times 10^8 \text{ ft/h}^2)}$ $= 0.1123 \frac{\text{ft}}{\text{Horq}} (5 \text{ Horq})$ $= .5615 \text{ ft}$ $\Delta P_a = (\Delta F_a + \Delta F_t)\rho = 775.1181 \text{ lbf/ft}^2$ $= 5.3827 \text{ lbf/in}^2$
---	--

Aunque la caída de presión en el tubo interno sobrepasa ligeramente la caída de presión permitida ( $10 \text{ lbf/in}^2$ ), la caída de presión en el ánulo bajo considerablemente al dividir en dos corrientes el flujo del fluido frío. Para verificar otra propuesta se tendrían que realizar los cálculos correspondientes.

### Problema de ejemplo.

43800  $lb/h$  de una kerosena de  $42^\circ API$  salen del fondo de una columna de destilación a  $390^\circ F$  y deben enfriarse a  $200^\circ F$  mediante 149000  $lb/h$  de un crudo de  $34^\circ API$  que viene del tanque de almacenamiento a  $100^\circ F$  y se calienta a  $170^\circ F$ . Se permite una caída de presión de  $10 \text{ lbf/in}^2$  en las dos corrientes y un factor de obstrucción combinado de  $0.003 \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F/Btu$ . Considerar:

Intercambiador  $21 \frac{1}{4} \text{ in}$  diámetro interno en la coraza, que tiene 158 *tubos* de  $1 \text{ in}$  diámetro externo, 13 *BWG*,  $16 \text{ ft}$  de largo arreglados en cuadro de  $1 \frac{1}{4} \text{ in}$  de paso. El haz de tubos está arreglado para 4 *pasos* y los deflectores están espaciados a  $5 \text{ in}$ . ¿Será adecuado el intercambiador? ¿Cuál será el factor de obstrucción?

Características del intercambiador de coraza y tubos	
<p>Coraza</p> $D_i(\text{shell}) = 21 \frac{1}{4} \text{ in} = 1.7708 \text{ ft}$ $B = 5 \text{ in} = 0.4166 \text{ ft}, n = 1$	<p>Tubos</p> $N_t = 158$ $L = 16 \text{ ft}$



$P_T = 1\ 1/4\ in = 0.1041\ ft$ $C' = P_T - D_o(\text{pipes}) = 1/4\ in$ $= 2.0833 \times 10^{-2}\ ft$	$D_o(\text{pipes}) = 1\ in, 13\ BWG,$ $P_T = 1\ 1/4\ in, n = 4\ pasos$ $D_i(\text{pipes}) = 0.81\ in = 0.0675\ ft\ \text{Tab.}$ $10\ \text{apéndices (Kern, 2006)}$
<p>Fluido frío (crudo 34 ° API)</p> $w = 149000\ lb/h$ $t_1 = 100\ ^\circ F\ \text{y}\ t_2 = 170\ ^\circ F$ $t_{prom} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 135\ ^\circ F$ $c(135\ ^\circ F) = 0.49\ Btu/lb \cdot ^\circ F$ <p>(Kern, 2006)</p>	<p>Fluido caliente (kerosena 42 ° API)</p> $W = 43800\ lb/h$ $T_1 = 390\ ^\circ F\ \text{y}\ T_2 = 200\ ^\circ F$ $T_{prom} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 295\ ^\circ F$ $C(295\ ^\circ F) = 0.595\ Btu/lb \cdot ^\circ F$ <p>(Kern, 2006)</p> $q = WC(T_1 - T_2) = 4951590\ Btu/h$
<p>Balance de calor</p> $q = wc(t_2 - t_1) = 5110700\ Btu/h$ $q = WC(T_1 - T_2) = 4951590\ Btu/h$ <p>Se utiliza el valor de <math>q</math> más grande, para garantizar que el equipo va a transferir esa cantidad de calor.</p> <p>Suponer siempre flujo a contracorriente porque en esta configuración la transferencia de calor se ve favorecida.</p> $MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 152.1959\ ^\circ F$ $R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 2.7142; S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.2413$ $F_T = \frac{\sqrt{R^2 + 1} \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{(R - 1) \ln\left(\frac{2 - S(R + 1 - \sqrt{R^2 + 1})}{2 - S(R + 1 + \sqrt{R^2 + 1})}\right)} = 0.8909$ $\Delta t = F_T MLDT = 135.5913\ ^\circ F$	



Como ambos fluidos son derivados del petróleo, se debe calcular las temperaturas calóricas de ambos fluidos para determinar sus propiedades. En primer lugar se debe elegir el fluido controlante, es decir, aquel fluido que proporcione el mayor valor numérico de  $Kc$ .

$$t_2 - t_1 = 70 \text{ }^\circ\text{F} \text{ crudo } 34 \text{ }^\circ\text{API}$$

$$Kc = 0.22 \text{ Inserto Fig. 17 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$T_1 - T_2 = 190 \text{ }^\circ\text{F} \text{ kerosena } 42 \text{ }^\circ\text{API}$$

$$Kc = 0.215 \text{ Inserto Fig. 17 apéndices (Kern, 2006)}$$

El fluido controlante es el crudo  $34 \text{ }^\circ\text{API}$ .

$$r = \frac{\Delta tc}{\Delta th} = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = 0.4545$$

$$Fc = \frac{\frac{1}{Kc} + \left(\frac{r}{r-1}\right)}{1 + \frac{\ln(Kc+1)}{\ln(r)}} - \frac{1}{Kc} = 0.4186$$

$$Tc = T_2 + Fc(T_1 - T_2) = 279.534 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$tc = t_1 + Fc(t_2 - t_1) = 129.302 \text{ }^\circ\text{F}$$

Para elegir la sección en donde se transportarán los fluidos se debe considerar el flujo másico. Para este problema, el crudo  $34 \text{ }^\circ\text{API}$  irá por los tubos, en esta sección se tiene mayor tolerancia a caídas de presión superiores a  $10 \text{ } \text{lb}/\text{in}^2$ . La kerosena  $42 \text{ }^\circ\text{API}$  irá por la coraza.

Coraza: kerosena  $42 \text{ }^\circ\text{API}$  (fluido caliente)

$$a_s = \frac{D_i(\text{shell})C'B}{P_T} = 0.1475 \text{ } \text{ft}^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 296949.1525 \text{ } \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2$$

$$\mu(279.534 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.39 \text{ } \text{cP} = 0.9438 \text{ } \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$$

Tubos: crudo  $34 \text{ }^\circ\text{API}$  (fluido frío)

$$a'_t = 0.515 \text{ } \text{in}^2/\text{tubo} = 3.5763 \times 10^{-3} \text{ } \text{ft}^2/\text{tubo} \text{ Tab. 10 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$a_t = \frac{N_t a'_t}{n} = 0.1412 \text{ } \text{ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 1055240.7932 \text{ } \text{lb}/\text{h} \cdot \text{ft}^2$$



$De_s = \frac{4 \left( P_T^2 - \frac{\pi D_o(\text{pipes})^2}{4} \right)}{\pi D_o(\text{pipes})} = 0.0824 \text{ ft}$ $Re_s = \frac{De_s G_s}{\mu} = 25925.6306$ <p><math>j_H = 94</math> Fig. 28 apéndices (Kern, 2006)</p> $C(279.534 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.59 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p> $k(279.534 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.077 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot \text{ }^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p> $\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{j_H k}{De_s} \left( \frac{C\mu}{k} \right)^{1/3} = 169.8654 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$	$\mu(129.302 \text{ }^\circ\text{F}) = 3.4 \text{ cP} = 8.228 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}$ <p>(Kern, 2006)</p> $Re_t = \frac{D_i(\text{pipes}) G_t}{\mu} = 8656.8733$ $\frac{L}{D_i(\text{pipes})} = 237.037$ <p><math>j_H = 32</math> (Kern, 2006) Fig. 24 apéndices (Kern, 2006)</p> $c(129.302 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.49 \text{ Btu/lb} \cdot \text{ }^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p> $k(129.302 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.077 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot \text{ }^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p> $\frac{h_i}{\phi_t} = \frac{j_H k}{D_i(\text{pipes})} \left( \frac{c\mu}{k} \right)^{1/3} = 136.5641 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$ $\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \left( \frac{D_i(\text{pipes})}{D_o(\text{pipes})} \right) = 110.6611 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$
$t_w = tc + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_s} + \frac{h_{io}}{\phi_t}} (Tc - tc) = 220.2710 \text{ }^\circ\text{F}$ $\mu_{kerosena}(220.2710 \text{ }^\circ\text{F}) = 0.58 \text{ cP} = 1.4036 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}$ <p>(Kern, 2006)</p> $\mu_{crudo}(220.2710 \text{ }^\circ\text{F}) = 1.5 \text{ cP} = 3.63 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}$ <p>(Kern, 2006)</p> $\phi_s = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 0.9459$ $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} (\phi_s) = 160.6756 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$ $\phi_t = \left( \frac{\mu}{\mu_w} \right)^{0.14} = 1.1213$	



$$h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} (\phi_t) = 124.0842 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$U_c = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 70.0144 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$a''_t = 0.2618 \text{ ft}^2/\text{ft} \text{ Fig. 24 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$A = N_t L a''_t = 661.8304 \text{ ft}^2$$

$$q = U_D A \Delta t$$

$$U_D = \frac{q}{A \Delta t} = 56.9510 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_c} = 3.2761 \times 10^{-3} \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}$$

### Caída de presión

Coraza: kerosena 42 ° API (fluido caliente)

$$Re_s = 25925.6306$$

$f = 0.00175$  Fig. 29 apéndices (Kern, 2006)

$$(N + 1) = \frac{L}{B} = 38.4061 \approx 39$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_i(\text{shell})(N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \rho_{esp} \phi_s}$$

$\rho_{esp}(279.534 ^\circ\text{F}) = 0.73$  Fig. 6 apéndices (Kern, 2006)

$$\Delta P_s = 3.5882 \text{ lbf/in}^2$$

Tubos: crudo 34 ° API (fluido frío)

$$Re_t = 8656.8733$$

$f = 0.00029$  Fig. 26 apéndices (Kern, 2006)

$\rho_{esp}(129.302 ^\circ\text{F}) = 0.83$  Fig. 6 apéndices (Kern, 2006)

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_i(\text{pipes}) \rho_{esp} \phi_t} = 6.3024 \text{ lbf/in}^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4 n u^2}{\rho_{esp} 2 g'}$$

$\frac{u^2}{2 g'} = 0.15 \text{ lbf/in}^2$  Fig. 27 apéndices (Kern, 2006)

$$\Delta P_r = 2.8915 \text{ lbf/in}^2$$

$$\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 9.1939 \text{ lbf/in}^2$$



La Caída de presión en ambas secciones del intercambiador es menor a  $10 \text{ lbf/in}^2$ , por lo tanto, el intercambiador es adecuado para el servicio propuesto.

### Problema de ejemplo.

33114  $\text{lb/h}$  de alcohol n-butílico a  $210^\circ\text{F}$  deben enfriarse a  $105^\circ\text{F}$  usando agua de  $95$  a  $115^\circ\text{F}$ . Se dispone para este propósito de un intercambiador de dos pasos en la coraza de  $19 \frac{1}{4} \text{ in}$  de diámetro interno con 204 *tubos* de  $\frac{3}{4} \text{ in}$  de diámetro externo, 16 BWG, 16 *ft* de largo con arreglo cuadrado de  $1 \text{ in}$  de paso, distribuidos en 4 *pasos*. Los deflectores con corte vertical están espaciados a  $5 \text{ in}$ . Se permiten caídas de presión de  $10 \text{ lbf/in}^2$ . ¿Cuál es el factor de obstrucción?

Características del intercambiador de coraza y tubos	
<p><b>Coraza</b></p> $D_i(\text{shell}) = 19 \frac{1}{4} \text{ in} = 1.6041 \text{ ft}$ $B = 5 \text{ in} = 0.4166 \text{ ft}, n = 2$ $P_T = 1 \text{ in} = 8.3333 \times 10^{-2} \text{ ft}$ $C' = P_T - D_o(\text{pipes}) = 0.0208 \text{ ft}$	<p><b>Tubos</b></p> $N_t = 204$ $L = 16 \text{ ft}$ $D_o(\text{pipes}) = \frac{3}{4} \text{ in}, 16 \text{ BWG},$ $P_T = 1 \text{ in}, n = 4 \text{ pasos}$ $D_i(\text{pipes}) = 0.62 \text{ in} = 0.0516 \text{ ft Tab.}$ <p>10 apéndices (Kern, 2006)</p>
<p><b>Fluido frío (agua)</b></p> $t_1 = 95^\circ\text{F} \text{ y } t_2 = 115^\circ\text{F}$ $t_{\text{prom}} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 105^\circ\text{F}$ $c(105^\circ\text{F}) = 1.0 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p>	<p><b>Fluido caliente (alcohol n-butílico)</b></p> $W = 33114 \text{ lb/h}$ $T_1 = 210^\circ\text{F} \text{ y } T_2 = 105^\circ\text{F}$ $T_{\text{prom}} = \frac{T_1 + T_2}{2} = 157.5^\circ\text{F}$ $C(157.5^\circ\text{F}) = 0.695 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$ <p>(Kern, 2006)</p>
<p><b>Balance de calor</b></p> $q = WC(T_1 - T_2) = 2416494.15 \text{ Btu/h}$	



$$w = \frac{WC(T_1 - T_2)}{c(t_2 - t_1)} = 120824.7075 \text{ lb/h}$$

Suponer siempre flujo a contracorriente porque en esta configuración la transferencia de calor se ve favorecida.

$$MLDT = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 37.7561 \text{ }^\circ F$$

$$R = \frac{T_1 - T_2}{t_2 - t_1} = 5.25$$

$$S = \frac{t_2 - t_1}{T_1 - t_1} = 0.1739$$

Se debe determinar un factor de corrección para la *MLDT* dado que el arreglo del intercambiador es 2 - 4.

$$F_T = \frac{\frac{\sqrt{R^2 + 1}}{2(R - 1)} \ln\left(\frac{1 - S}{1 - RS}\right)}{\ln\left(\frac{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} + \sqrt{R^2 + 1}}{\frac{2}{S} - 1 - R + \left(\frac{2}{S}\right)\sqrt{(1 - S)(1 - RS)} - \sqrt{R^2 + 1}}\right)} = 0.9306$$

$$\Delta t = F_T MLDT = 35.1358 \text{ }^\circ F$$

Uno de los fluidos (alcohol n-butílico) experimenta un cambio de temperatura amplio, por tal motivo, se debe utilizar temperaturas calóricas para determinar las propiedades de ambos fluidos.

$$T_1 - T_2 = 105 \text{ }^\circ F \text{ alcohol n-butílico}$$

$$^\circ API = \frac{141.5}{\rho_{esp}} - 131.5 = 43.1913$$

$$Kc = 0.155 \text{ Inserto Fig. 17 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$r = \frac{\Delta tc}{\Delta th} = \frac{T_2 - t_1}{T_1 - t_2} = 0.1052$$



$$F_c = \frac{\frac{1}{Kc} + \left(\frac{r}{r-1}\right)}{1 + \frac{\ln(Kc+1)}{\ln(r)}} - \frac{1}{Kc} = 0.3154$$

$$T_c = T_2 + F_c(T_1 - T_2) = 138.117 \text{ } ^\circ F$$

$$t_c = t_1 + F_c(t_2 - t_1) = 101.308 \text{ } ^\circ F$$

El agua debe fluir por los tubos para evitar mayores problemas de corrosión.

Coraza: alcohol n-butílico (fluido caliente)

$$a_s = \frac{1 D_i(\text{shell})C'B}{2 P_T} = 0.0834 \text{ } ft^2$$

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 397050.3597 \text{ } lb/h \cdot ft^2$$

$$\mu(138.117 \text{ } ^\circ F) = 1.2 \text{ } cP = 2.904 \text{ } lb/h \cdot ft \text{ (Kern, 2006)}$$

$$De_s = \frac{4 \left( P_T^2 - \frac{\pi D_o(\text{pipes})^2}{4} \right)}{\pi D_o(\text{pipes})} = 0.0788 \text{ } ft$$

$$Re_s = \frac{De_s G_s}{\mu} = 10773.956$$

$j_H = 59$  Fig. 28 apéndices (Kern, 2006)

$$C(138.117 \text{ } ^\circ F) = 0.665 \text{ } Btu/lb \cdot ^\circ F \text{ (Kern, 2006)}$$

$$k(138.117 \text{ } ^\circ F) = 0.0957 \text{ } Btu/h \cdot ft \cdot ^\circ F \text{ (Kern, 2006)}$$

$$\frac{h_o}{\phi_s} = \frac{j_H k}{De_s} \left( \frac{C\mu}{k} \right)^{1/3} = 195.0771 \text{ } Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$

Tubos: agua (fluido frío)

$$a'_t = 0.302 \text{ } in^2/\text{tubo} = 2.0972 \times 10^{-3} \text{ } ft^2/\text{tubo} \text{ Tab. 10 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$a_t = \frac{N_t a'_t}{n} = 0.1069 \text{ } ft^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 1130259.1908 \text{ } lb/h \cdot ft^2$$

$$\mu(101.308 \text{ } ^\circ F) = 0.73 \text{ } cP = 1.7666 \text{ } lb/h \cdot ft \text{ (Kern, 2006)}$$

$$Re_t = \frac{D_i(\text{pipes}) G_t}{\mu} = 33013.3444$$

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = 18142.1539 \frac{ft}{h} = 5.0394 \text{ } ft/s$$

$$\frac{h_i}{\phi_t} = 1200 \text{ } Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$

Fig. 25 apéndices (Kern, 2006)

El factor de corrección es 1 porque se trata de tubos 3/4 in diámetro externo y 16 BWG.

$$\frac{h_{io}}{\phi_t} = \frac{h_i}{\phi_t} \left( \frac{D_i(\text{pipes})}{D_o(\text{pipes})} \right) = 990.72 \text{ } Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$$



	<p>Como se trata de agua el fluido que va dentro de los tubos.</p> $\phi_t = 1$ $h_{io} = \frac{h_{io}}{\phi_t} (\phi_t) = 990.72 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$
$t_w = t_c + \frac{\frac{h_o}{\phi_s}}{\frac{h_o}{\phi_s} + h_{io}} (T_c - t_c) = 107.3634 \text{ } ^\circ\text{F}$ $\mu_{n\text{-butílico}}(107.3634 \text{ } ^\circ\text{F}) = 1.7 \text{ cP} = 4.114 \text{ lb/h} \cdot \text{ft} \text{ (Kern, 2006)}$ $\phi_s = \left(\frac{\mu}{\mu_w}\right)^{0.14} = 0.9524$ $h_o = \frac{h_o}{\phi_s} (\phi_s) = 185.7914 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ <div style="border: 1px solid black; padding: 5px; width: fit-content; margin: 10px auto;"> <math display="block">U_C = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 156.4517 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}</math> </div> $a''_t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \text{ Fig. 24 apéndices (Kern, 2006)}$ $A = N_t L a''_t = 640.7232 \text{ ft}^2$ $q = U_D A \Delta t$ $U_D = \frac{q}{A \Delta t} = 107.3409 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$ <div style="border: 1px solid black; padding: 5px; width: fit-content; margin: 10px auto;"> <math display="block">R_d = \frac{1}{U_D} - \frac{1}{U_C} = 2.92 \times 10^{-3} \text{ h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}/\text{Btu}</math> </div>	
<p>Caída de presión</p> <p>Coraza: alcohol n-butílico (fluido caliente)</p> $Re_s = 10773.9560$	<p>Tubos: agua (fluido frío)</p> $Re_t = 33013.3444$ $f = 0.0002 \text{ Fig. 26 apéndices (Kern, 2006)}$



<p><math>f = 0.0021</math> Fig. 29 apéndices (Kern, 2006)</p> <p><math>(N + 1) = 2 \left( \frac{L}{B} \right) = 76.8122 \approx 77</math></p> <p><math>\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_i(\text{shell})(N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e \rho_{esp} \phi_s}</math></p> <p><math>\rho_{esp} = 0.81</math> Fig. 6 apéndices (Kern, 2006)</p> <p style="text-align: center;"><span style="border: 1px solid black; padding: 2px;"><math>\Delta P_s = 12.8863 \text{ lbf/in}^2</math></span></p>	<p><math>\rho_{esp} = 1</math> Fig. 6 apéndices (Kern, 2006)</p> <p><math>\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L n}{5.22 \times 10^{10} D_i(\text{pipes}) \rho_{esp} \phi_t}</math> <math>= 6.0707 \text{ lbf/in}^2</math></p> <p><math>\Delta P_r = \frac{4 n u^2}{\rho_{esp} 2 g'}</math></p> <p><math>\frac{u^2}{2 g'} = 0.16 \text{ lbf/in}^2</math> Fig. 27 apéndices (Kern, 2006)</p> <p><math>\Delta P_r = 2.56 \text{ lbf/in}^2</math></p> <p style="text-align: center;"><span style="border: 1px solid black; padding: 2px;"><math>\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 8.6307 \text{ lbf/in}^2</math></span></p>
<p>La caída de presión en el lado de la coraza excede ligeramente las <math>10 \text{ lbf/in}^2</math>, sin embargo, no es recomendable cambiar de sección los fluidos por los problemas de corrosión que puede implicar el manejo con agua.</p>	

### Problema de ejemplo.

Un intercambiador de calor de tubos concéntricos (doble tubo) a contracorriente, va a calentar agua de  $20$  a  $80$  °C a una velocidad de  $1.2 \text{ kg/s}$ . El calentamiento se llevará a cabo mediante agua geotérmica disponible a  $160$  °C a una razón de  $2 \text{ kg/s}$ . El tubo interior tiene paredes delgadas y un diámetro de  $1.5 \text{ cm}$ . El coeficiente de transferencia de calor global es de  $640 \text{ W/m}^2 \cdot \text{K}$ . Mediante el método NUT determinar la longitud del intercambiador.

Fluido frío (agua)

$$w = 1.2 \text{ Kg/s}$$

$$t_1 = 20 \text{ °C y } t_2 = 80 \text{ °C}$$

$$c = 4.18 \text{ kJ/kg} \cdot \text{°C}$$

(Cengel & Ghajar, 2011)

$$c_c = w c = 5.016 \text{ kJ/s} \cdot \text{°C}$$

Fluido caliente (agua geotérmica)

$$W = 2.0 \text{ kg/s}$$

$$T_1 = 160 \text{ °C y } T_2 = ?$$

$$C = 4.31 \text{ kJ/kg} \cdot \text{°C}$$

(Cengel & Ghajar, 2011)

$$C_h = W C = 8.62 \text{ kJ/s} \cdot \text{°C}$$

$$c_{min} = c_c = 5.016 \text{ kJ/s} \cdot \text{°C}$$

$$c_{max} = C_h = 8.62 \text{ kJ/s} \cdot \text{°C}$$



$$c^* = \frac{c_{min}}{c_{max}} = 0.5819$$

$$q_{max} = c_{min}(T_1 - t_1) = 702.24 \text{ kJ/s}$$

$$q = wc(t_2 - t_1) = 300.96 \text{ kJ/s}$$

$$\varepsilon = \frac{q}{q_{max}} = 0.4285$$

Para un intercambiador de este tipo a contracorriente:

$$NTU = \frac{1}{c^* - 1} \ln \left( \frac{\varepsilon - 1}{\varepsilon c^* - 1} \right) = 0.6521$$

$$A = \frac{NTU c_{min}}{U} = 5.1108 \text{ m}^2$$

$$A = \pi D_o L$$

$$L = \frac{A}{\pi D_o} = 108.4545 \text{ m}$$



### Problemas propuestos.

1. 6900  $lb/h$  de un aceite lubricante de  $26^\circ API$  debe enfriarse de  $450$  a  $350^\circ F$  por 72500  $lb/h$  de un aceite crudo de  $34^\circ API$ . El aceite crudo se calentará de  $300$  a  $310^\circ F$ . El factor de obstrucción será  $0.003 h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F/Btu$  para cada corriente, y la caída de presión permitida en cada una ellas serán  $10 lbf/in^2$ . Se dispone de cierto número de horquillas de  $20 ft$  de  $3 \times 2 in$  IPS. ¿Cuántas debería usarse y que arreglo debe hacerse? La viscosidad del aceite crudo se puede obtener de la literatura. Para el aceite lubricante, las viscosidades son:  $1.4 cP$  a  $500^\circ F$ ,  $3.0 cP$  a  $400^\circ F$  y  $7.7 cP$  a  $300^\circ F$ .

2. Ortioxileno procedente de un tanque de almacenamiento que está a  $100^\circ F$  debe calentarse a  $150^\circ F$  enfriando 18000  $lb/h$  de alcohol butílico de  $170$  a  $140^\circ F$ . Disponible para este propósito hay 5 Horq de  $20 ft$  cuyos ámulos y tubos están conectados en serie, los intercambiadores son  $3 \times 2 in$  IPS.

- Cuál es el factor de obstrucción.
- Determinar las caídas de presión en cada sección del intercambiador.
- Si las corrientes caliente y fría del inciso a) se cambian con respecto al ánulo y el tubo exterior. ¿Cómo se justifica esto o refuta la decisión inicial respecto a donde colocar la corriente caliente?

3. 75000  $lb/h$  de etilenglicol se calienta de  $100$  a  $200^\circ F$  usando vapor a  $250^\circ F$ . Se dispone para este servicio de un intercambiador  $17 \frac{1}{4} in$  diámetro interno en la coraza, 224 tubos de  $\frac{3}{4} in$  de diámetro externo, 14 BWG, 16 ft de largo y arreglo triangular de  $\frac{15}{16} in$  de paso. Los deflectores están espaciados 7 in y hay dos pasos en los tubos para dar cabida al vapor. ¿Cuáles son las caídas de presión en cada una de las secciones del intercambiador? ¿Cuál será el factor de obstrucción?

4. Un aceite de  $33.5^\circ API$  tiene una viscosidad de  $1 cP$  a  $180^\circ F$  y  $2.0 cP$  a  $100^\circ F$ . 49600  $lb/h$  de aceite salen de la columna de destilación a  $358^\circ F$  y es usado en un proceso de absorción a  $100^\circ F$ . El enfriamiento será alcanzado mediante agua de  $90$  a  $120^\circ F$ . La caída de presión permitida es de  $10 lbf/in^2$  en ambas corrientes.

Se dispone para este servicio de un intercambiador de  $35 in$  de diámetro interno teniendo 454 tubos de  $1 in$  de diámetro externo, 11 BWG y 12 ft de largo y están colocados en un arreglo cuadrado de  $1 \frac{1}{4} in$  de paso. El haz de tubos tiene un arreglo de 6 paso y los deflectores de corte vertical están espaciados a 7 in. El deflector longitudinal está soldado a la coraza. ¿Es necesario ocupar un intercambiador 2 – 4? ¿Cuál el factor de obstrucción?

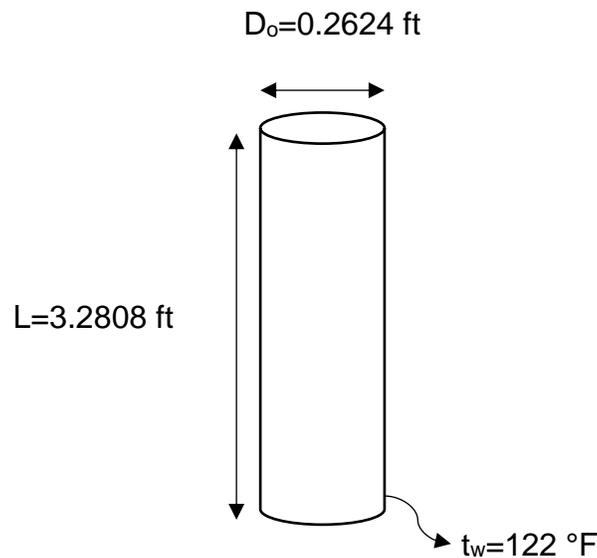
5. Se utiliza agua para ambos fluidos, sin mezclar, que fluyen por un intercambiador de calor de flujo cruzado en un solo paso. El agua caliente entra a  $90^\circ C$  y 10000  $kg/h$ , mientras que el agua fría entra a  $10^\circ C$  y 20000  $kg/h$ . Si la eficiencia del intercambiador es 60 %, determinar la temperatura de salida del agua fría.



## UNIDAD TEMÁTICA 3 “CONDENSADORES Y EVAPORADORES”

### Problema de ejemplo.

La superficie externa de una tubería vertical que tiene 1 m de longitud y un diámetro externo de 80 mm, se expone a vapor saturado a presión atmosférica y se mantiene a 50 °C mediante el flujo de agua fría en su interior. Calcular la transferencia de calor al refrigerante y la velocidad de condensación en la superficie.



El vapor saturado que rodea la tubería vertical tiene la siguiente temperatura:

$$T_v = 100\text{ °C} = 212\text{ °F Tab. 7 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$\lambda(212\text{ °F}) = 970.33\text{ Btu/lb Tab. 7 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$t_f = \frac{T_v + t_w}{2} = 167\text{ °F}$$

$$\mu_f(167\text{ °F}) = 0.9438\text{ lb/h} \cdot \text{ft (Kern, 2006)}$$

$$k_f(167\text{ °F}) = 0.3938\text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot \text{°F (Kern, 2006)}$$

$$\rho_f(167\text{ °F}) = 60.8394\text{ lb/ft}^3 \text{ (McCabe, et al., 2002)}$$

Para determinar el coeficiente promedio de condensación, se debe suponer que el flujo del condensado es laminar. Para una superficie tubular externa vertical, la correlación que se debe utilizar es la siguiente, siempre y cuando el diámetro del tubo sea mayor al espesor de la película:



$$\Delta t_f = t_f - t_w = 45 \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\bar{h} = 0.943 \left( \frac{k_f^3 \rho_f^2 \lambda g}{\mu_f L \Delta t_f} \right)^{1/4} = 848.7305 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

$$A = \pi D_o L = 2.7045 \text{ ft}^2$$

$$Q = \bar{h} A (t_f - t_w) = 103292.6236 \text{ Btu/h}$$

$$Q = W \lambda$$

$$W = \frac{Q}{\lambda} = 106.4559 \text{ lb/h}$$

$$Re_f = \frac{D_e G_f}{\mu_f} = \frac{4G'}{\mu_f} = 547.3292$$

Según la clasificación del régimen de flujo del condensado, este no es laminar ( $0 < Re_f \leq 30$ ), sino ondulatorio  $30 < Re_f < 1800$ , por lo tanto, el coeficiente promedio de condensación se tiene que volver a calcular.

$$\bar{h} = \frac{Re_f k_f}{1.08 Re_f^{1.22} - 5.22} \left( \frac{g}{v_f^2} \right)^{1/3}$$

$$Q = w' \lambda$$

$$w' = \frac{Q}{\lambda} = \frac{\bar{h} A (t_f - t_w)}{\lambda}$$

$$\bar{h} = \frac{Re_f \mu_f \pi D_o \lambda}{4A (t_f - t_w)} = \frac{Re_f k_f}{1.08 Re_f^{1.22} - 5.22} \left( \frac{g}{v_f^2} \right)^{1/3}$$

Se resuelve la igualdad con el  $Re_f$  como incógnita (a prueba y error).

$$Re_f = 674.865$$

$$\bar{h} = \frac{Re_f k_f}{1.08 Re_f^{1.22} - 5.22} \left( \frac{g}{v_f^2} \right)^{1/3} = 1046.5600 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot \text{ }^\circ\text{F}$$

$$\boxed{Q = \bar{h} A (t_f - t_w) = 127370.867 \text{ Btu/h}}$$



$$W = \frac{Q}{\lambda} = 131.2655 \text{ lb/h}$$

**Problema de ejemplo.**

27958 lb/h de isobutano con pequeñas trazas de n-butano salen de un reactor a 200 °F y 85 lbf/in<sup>2</sup>. El gas se satura a 130 °F y se condensa completamente a 125 °F. El enfriamiento es mediante agua de pozo de 65 a 100 °F.

Un mínimo factor de obstrucción combinado de 0.003 h · ft<sup>2</sup> · °F/Btu es requerido, además, de la caída de presión permitida de 2.0 lbf/in<sup>2</sup> para el butano y 10.0 lbf/in<sup>2</sup> para el agua.

Se dispone de un intercambiador horizontal 1 – 2 de 23 1/4 in de diámetro interno con 352 tubos de 3/4 in de diámetro externo, 16 BWG, 16 ft de largo, arreglados en un paso triangular de 1 in con cuatro pasos en los tubos, los deflectores están espaciados 12 in.

Características del intercambiador-condensador	
<p><b>Coraza</b></p> <p><math>D_i(\text{shell}) = 23.25 \text{ in} = 1.9375 \text{ ft}</math></p> <p><math>B = 12 \text{ in} = 1.0 \text{ ft}, n = 1</math></p> <p><math>P_T = 1 \text{ in} = 8.3333 \times 10^{-2} \text{ ft}</math></p> <p><math>C' = P_T - D_o(\text{pipes}) = 1/4 \text{ in}</math> <math>= 2.0833 \times 10^{-2} \text{ ft}</math></p>	<p><b>Tubos</b></p> <p><math>N_t = 352</math></p> <p><math>L = 16 \text{ ft}</math></p> <p><math>D_o(\text{pipes}) = 3/4 \text{ in}, 16 \text{ BWG},</math> <math>P_T = 1 \text{ in}, n = 4 \text{ pasos}</math></p> <p><math>D_i(\text{pipes}) = 0.62 \text{ in} = 5.1666 \times 10^{-2} \text{ ft}</math> Tab. 10 apéndices (Kern, 2006)</p>
<p><b>Balance de calor</b></p> <p><math>q_d = \text{calor de desobrecalentamiento}</math></p> $T_{prom} = \frac{200 \text{ °F} + 130 \text{ °F}}{2} = 165 \text{ °F}$ <p><math>C(165 \text{ °F}) = 0.435 \text{ Btu/lb} \cdot \text{°F}</math> Fig. 25 apéndices (Kern, 2006)</p> <p><math>\Delta T = (200 \text{ °F} - 130 \text{ °F})</math></p>	



$$q_d = WC\Delta T = 851321.1 \text{ Btu/h}$$

$$q_c = \text{calor de condensación}$$

El fluido que se va a condensar es el isobutano, en consecuencia, se debe determinar su entalpía en fase vapor a  $100 \text{ lbf abs/in}^2$  y  $130^\circ\text{F}$ . Así mismo, se debe determinar la entalpía del isobutano en fase líquida a  $125^\circ\text{F}$ .

Como no hay datos disponibles de entalpía del isobutano, lo que se hace es utilizar los datos de un isómero muy parecido al compuesto, en este caso del n-butano.

La entalpía del n-butano en fase vapor es:  $H_V(130^\circ\text{F y } 100 \text{ lbf abs/in}^2) = 310 \text{ Btu/lb}$  Fig. 9 apéndices (Kern, 2006).

La entalpía del n-butano en fase líquida es:  $H_L(125^\circ\text{F}) = 170 \text{ Btu/lb}$  Fig. 9 apéndices (Kern, 2006)

$$q_c = W(H_V - H_L) = 3914120 \text{ Btu/h}$$

$$Q = q_d + q_c = 4765441.1 \text{ Btu/h}$$

El siguiente paso es determinar la cantidad de agua que se va a utilizar para eliminar de los vapores de isobutano la anterior cantidad de calor.

$$Q = q_d + q_c = wc(t_2 - t_1)$$

$$w = \frac{Q}{c(t_2 - t_1)} = 136155.46 \text{ lb/h}$$

$$\Delta t_{\text{agua condensación}} = \frac{q_c}{wc}$$

$$c = 1 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\Delta t_{\text{agua condensación}} = 28.7474^\circ\text{F}$$

Determinar la diferencia de temperatura balanceada ( $\Delta t_{bal}$ )

Desobrecalentamiento

$$MLDT_d = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 62.8264^\circ\text{F} = \Delta t_d$$



### Condensación

$$MLDT_c = \frac{(T_1 - t_2) - (T_2 - t_1)}{\ln\left(\frac{T_1 - t_2}{T_2 - t_1}\right)} = 47.1334 \text{ } ^\circ F = \Delta t_c$$

$$\frac{q_d}{\Delta t_d} = 13550.3721 \text{ Btu/h} \cdot ^\circ F$$

$$\frac{q_c}{\Delta t_c} = 83043.4468 \text{ Btu/h} \cdot ^\circ F$$

$$\Delta t_{bal} = \frac{Q}{\frac{q_d}{\Delta t_d} + \frac{q_c}{\Delta t_c}} = 49.3348 \text{ } ^\circ F$$

No es necesario determinar las temperaturas calóricas de ambos fluidos por que el fluido frío es agua y el fluido caliente experimenta su mayor cambio de temperatura en fase vapor, es decir, cuando su viscosidad es muy baja.

El agua tendrá que ir por los tubos para disminuir los problemas de corrosión, a menos que el problema indique lo contrario.

Coraza: isobutano (fluido caliente)

$$a_s = \frac{D_i(\text{shell})C'B}{P_T} = 0.4836 \text{ ft}^2$$

En la coraza primero ocurre el sobrecalentamiento y posteriormente la condensación del isobutano.

\*Sobrecalentamiento

$$G_s = \frac{W}{a_s} = 57812.2415 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$$

$$T_{prom} = 165 \text{ } ^\circ F$$

$$\mu(165 \text{ } ^\circ F) = 0.0085 \text{ cP}$$

(Perry, et al., 1984)

$$\mu(165 \text{ } ^\circ F) = 0.0205 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}$$

Tubos: agua (fluido frío)

$$a'_t = 0302 \text{ in}^2/\text{tubo} = 2.0972 \times 10^{-3} \text{ ft}^2/\text{tubo}$$

Tab. 10 apéndices (Kern, 2006)

$$a_t = \frac{N_t a'_t}{n} = 0.1845 \text{ ft}^2$$

$$G_t = \frac{W}{a_t} = 737969.9729 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}^2$$

$$u_t = \frac{G_t}{\rho} = 11845.4249 \text{ ft/h}$$

$$= 3.2903 \text{ ft/s}$$

$$h_i = 800 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$$

Fig. 25 apéndices (Kern, 2006)

El factor de corrección para el coeficiente convectivo es 1, ya que se



$De_s = \frac{4 \left( 1/2P_T 0.86P_T - \frac{1/2\pi D_o (\text{pipes})^2}{4} \right)}{1/2\pi D_o (\text{pipes})}$ $= 5.9164 \times 10^{-2} \text{ ft}$ $Re_s = \frac{De_s G_s}{\mu} = 166848.9490$ <p><math>j_H = 255</math> Fig. 28 apéndices (Kern, 2006)</p> <p><math>C(165^\circ F) = 0.435 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ F</math> (butano) (Kern, 2006)</p> <p><math>k(165^\circ F) = 0.0123 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ F</math> (isobutano) (Kern, 2006)</p> $h_o = \frac{j_H k}{De_s} \left( \frac{C\mu}{k} \right)^{\frac{1}{3}}$ $= 47.6248 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$	<p>trata de tubos de 3/4 in de diámetro externo y 16 BWG.</p> $h_{io} = h_i \left( \frac{D_i(\text{pipes})}{D_o(\text{pipes})} \right)$ $= 661.3248 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$ $t_{prom} = \frac{t_1 + t_2}{2} = 82.5^\circ F$ <p><math>\mu(165^\circ F) = 0.875 \text{ cP} = 2.1175 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}</math> (Kern, 2006)</p> $Re_t = \frac{D_i(\text{pipes}) G_t}{\mu} = 18006.1188$
<p>Coeficiente global limpio de desobrecalentamiento</p> $U_d = \frac{h_{io} h_o}{h_{io} + h_o} = 44.4255 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$ <p>Por lo tanto, la superficie limpia necesaria para el desobrecalentamiento (<math>A_d</math>) se determina de la siguiente manera:</p> $q_d = U_d A_d \Delta t_d$ $A_d = \frac{q_d}{U_d \Delta t_d} = 305.0133 \text{ ft}^2$	
<p>Coraza: isobutano (fluido caliente)</p> <p>*Condensación</p> <p>Suponer que la condensación ocurre en el 60 % de la longitud de los tubos del intercambiador, esta suposición deberá ser corroborada posteriormente. En</p>	



caso de que la suposición no sea la correcta, se deberán repetir los cálculos desde este punto.

$$L_c = 9.6 \text{ ft}$$

Recordar que la condensación se da en la coraza, en la parte exterior de los tubos horizontales.

$$G'' = \frac{W}{L_c N_t^{2/3}}$$

Se debe suponer un valor del coeficiente promedio de condensación para determinar la temperatura de la película. La suposición debe estar entre 150 y 300  $Btu/h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F$ .

$$\bar{h} = h_o = 200 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ F$$

(1er propuesta)

$$\bar{T}_V = \frac{130 ^\circ F + 125 ^\circ F}{2} = 127.5 ^\circ F$$

$$t_w = t_{prom} + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (\bar{T}_V - t_{prom})$$
$$= 92.9490 ^\circ F$$

$$t_f = \frac{\bar{T}_V + t_w}{2} = 110.2245 ^\circ F$$

No hay datos disponibles de la conductividad térmica del isobutano en fase líquida, ni tampoco del n-butano, en consecuencia, se utilizará el dato que hay disponible, el del n-pentano líquido.

$$k_f = 0.0768 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ F \text{ (n-pentano)}$$

(Kern, 2006)

$$\mu_f = 0.14 \text{ cP} = 0.3388 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}$$

(Kern, 2006)



$$\rho_{esp} = 0.60 \text{ (Kern, 2006)}$$

$$\rho_f = \rho_{esp} \rho_{H_2O} = 37.38 \text{ lb/ft}^3$$

$$\bar{h} \left( \frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3} = 1.5 \left( \frac{4G''}{\mu_f} \right)^{-1/3}$$

$$\bar{h} = 224.0834 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

$$\bar{h}_{propuesto} \neq \bar{h}_{calculado}$$

Como el coeficiente promedio de condensación calculado es diferente al coeficiente promedio de condensado propuesto, se tiene que realizar una nueva suposición del  $\bar{h}$ .

$$\bar{h} = h_o = 220 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

(2da propuesta)

$$t_w = t_{prom} + \frac{h_o}{h_o + h_{io}} (\bar{T}_V - t_{prom})$$
$$= 93.7330 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$t_f = \frac{\bar{T}_V + t_w}{2} = 110.6165 \text{ } ^\circ\text{F}$$

$$k_f = 0.0767 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft} \cdot ^\circ\text{F} \text{ (n-pentano)}$$

(Kern, 2006)

$$\mu_f = 0.14 \text{ cP} = 0.3388 \text{ lb/h} \cdot \text{ft}$$

(Kern, 2006)

$$\rho_f = \rho_{esp} \rho_{H_2O} = 37.38 \text{ lb/ft}^3$$

$$\bar{h} \left( \frac{\mu_f^2}{k_f^3 \rho_f^2 g} \right)^{1/3} = 1.5 \left( \frac{4G''}{\mu_f} \right)^{-1/3}$$

$$\bar{h} = 223.7916 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Este valor del coeficiente promedio de condensación es muy próximo al valor



supuesto. No es necesario una nueva suposición.

Coefficiente global limpio de condensación

$$U_c = \frac{h_{io}h_o}{h_{io} + h_o} = 167.2084 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Por lo tanto, la superficie limpia necesaria para la condensación ( $A_c$ ) se determina de la siguiente manera:

$$q_c = U_c A_c \Delta t_c$$

$$A_c = \frac{q_c}{U_c \Delta t_c} = 496.6463 \text{ ft}^2$$

Superficie limpia total ( $A$ ).

$$A_c = A_d + A_c = 801.6596 \text{ ft}^2$$

El siguiente paso es comprobar la suposición de que la condensación se lleva a cabo en el 60 % de la longitud de los tubos.

$$\frac{A_c}{A_c} = 61.95 \%$$

El resultado anterior indica que la suposición hecha al inicio de los cálculos de la condensación en la coraza es correcta.

Coefficiente global limpio balanceado,  $U_c(bal)$

$$U_c(bal) = \frac{U_d A_d + U_c A_c}{A_c} = 120.4922 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$

Coefficiente global de diseño

$$a''_t = 0.1963 \text{ ft}^2/\text{ft} \text{ Fig. 24 apéndices (Kern, 2006)}$$

$$A = N_t L a''_t = 1105.5616 \text{ ft}^2$$

$$Q = U_D A \Delta t_{bal}$$

$$U_D = \frac{Q}{A \Delta t_{bal}} = 87.3708 \text{ Btu/h} \cdot \text{ft}^2 \cdot ^\circ\text{F}$$



Factor de obstrucción

$$R_d = \frac{U_c(bal) - U_D}{U_c(bal)U_D} = 0.00314 h \cdot ft^2 \cdot ^\circ F / Btu$$

El factor de obstrucción es mayor al mínimo requerido, por lo tanto, se puede proceder con los cálculos.

Caída de presión

Coraza: isobutano (fluido caliente)

\*Desobrecalentamiento

$$Re_s = 166848.9490$$

$f = 0.00125$  Fig. 29 apéndices (Kern, 2006)

$$(N + 1) = \frac{L_d}{B} = 6.4 \approx 7$$

Para obtener la densidad del isobutano en fase vapor se puede utilizar la ley de los gases ideales, dado que la presión del vapor es baja (menor a 10 atm).

$$\rho = \frac{PM}{RT_{prom}} = 0.8670 \text{ lb}/ft^3$$

$$\rho_{esp} = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}} = 1.3916 \times 10^{-2}$$

$$\Delta P_s = \frac{f G_s^2 D_i(shell)(N + 1)}{5.22 \times 10^{10} D_e s \rho_{esp}}$$

$$\Delta P_s = 1.1383 \text{ lb}/in^2$$

\*Condensación

$$Re_s = 166848.9490$$

$f = 0.00125$  Fig. 29 apéndices (Kern, 2006)

Tubos: agua (fluido frío)

$$Re_t = 18006.1188$$

$$f = 0.000235$$

Fig. 26 apéndices (Kern, 2006)

$\rho_{esp}(129.302 \text{ } ^\circ F) = 0.83$  Fig. 6 apéndices (Kern, 2006)

$$\Delta P_t = \frac{f G_t^2 L_n}{5.22 \times 10^{10} D_i(pipes) \rho_{esp}} = 3.037 \text{ lb}/in^2$$

$$\Delta P_r = \frac{4nu^2}{\rho_{esp} 2g'}$$

$\frac{u^2}{2g'} = 0.074 \text{ lb}/in^2$  Fig. 27 apéndices (Kern, 2006)

$$\Delta P_r = 1.184 \text{ lb}/in^2$$

$$\boxed{\Delta P_T = \Delta P_t + \Delta P_r = 4.221 \text{ lb}/in^2}$$



$$(N + 1) = \frac{L_c}{B} = 9.6 \approx 10$$

$$\Delta P_s = \frac{1 f G_s^2 D_i(\text{shell})(N + 1)}{2 \cdot 5.22 \times 10^{10} D_e s \rho_{esp}}$$

Para obtener la densidad del isobutano en fase vapor se puede utilizar la ley de los gases ideales, dado que la presión del vapor es baja (menor a 10 atm).

$$\rho = \frac{PM}{RT_V} = 0.9224 \text{ lb}/\text{ft}^3$$

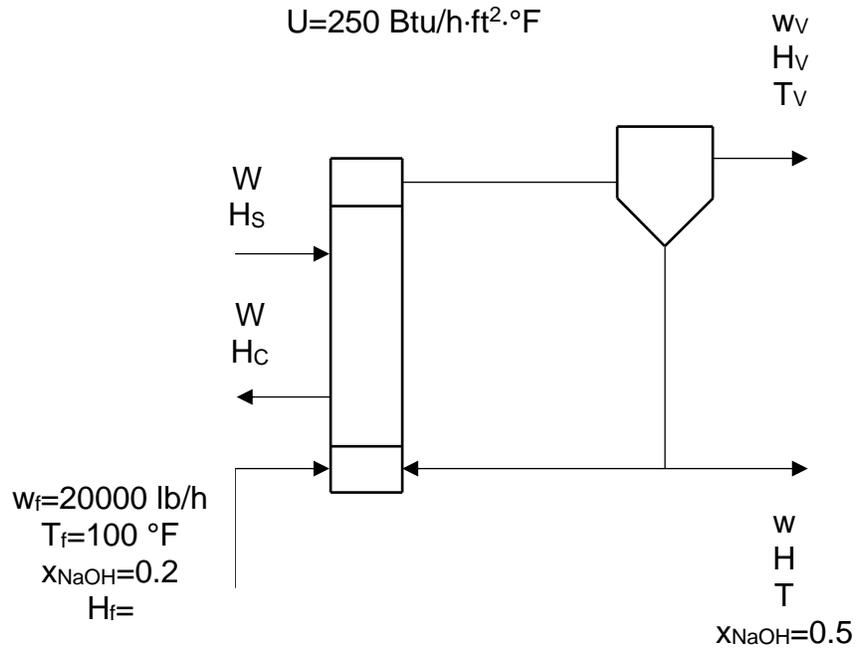
$$\rho_{esp} = \frac{\rho}{\rho_{H_2O}} = 1.4805 \times 10^{-2}$$

$$\Delta P_s = 0.8851 \text{ lbf}/\text{in}^2$$

$$\Delta P_{s \text{ total}} = 2.0151 \text{ lbf}/\text{in}^2$$

### Problema de ejemplo.

Un evaporador de simple efecto concentra 20000 lb/h (9070 kg/h) de una solución de hidróxido de sodio de 20 hasta 50 % de sólidos. La presión manométrica del vapor de agua será 20 lbf/in<sup>2</sup> (1.37 atm); la presión absoluta en el espacio de vapor es 100 mmHg (1.93 lbf/in<sup>2</sup>). El coeficiente global se estima que será 250 Btu/h · ft<sup>2</sup> · °F (1400 W/m<sup>2</sup> · °C). La temperatura de alimentación es 100 °F (37.8 °C). Calcular la cantidad de vapor consumido, la economía y la superficie de calentamiento requerido.



Balance de materia.

$$w_f = w_V + w = 20000 \text{ lb/h balance general}$$

$$0.8w_f = w_V + 0.5w = 16000 \text{ lb/h balance de agua.}$$

$$w = 8000 \text{ lb/h}$$

$$w_V = 12000 \text{ lb/h}$$

Balance de energía.

$$WH_S + w_f H_f = w_V H_V + wH + WH_C$$

$$W(H_S - H_C) = w_V H_V + wH - w_f H_f$$

$$W\lambda = w_V H_V + wH - w_f H_f$$

$$T_{\text{ebul. agua}}(100 \text{ mmHg}) = 124 \text{ }^\circ\text{F Apéndice 7 (McCabe, et al., 2002)}$$

$$T(50 \% \text{ NaOH}) = 197 \text{ }^\circ\text{F Fig. 16.3 (McCabe, et al., 2002)}$$

$$BPE = 197 \text{ }^\circ\text{F} - 124 \text{ }^\circ\text{F} = 73 \text{ }^\circ\text{F}$$



Se debe obtener las entalpías de cada una de las corrientes del evaporador ( $H$ ,  $H_f$  y  $H_V$ ).

$$H(197\text{ }^\circ\text{F}, 50\% \text{ NaOH}) = 215 \text{ Btu/lb Fig. 16.6 (McCabe, et al., 2002)}$$

$$H_f(100\text{ }^\circ\text{F}, 20\% \text{ NaOH}) = 60 \text{ Btu/lb Fig. 16.6 (McCabe, et al., 2002)}$$

Para la entalpía del vapor ( $H_V$ ), se debe tomar en cuenta que el vapor es sobrecalentado, porque si fuera vapor saturado tendría que salir a una temperatura de  $124\text{ }^\circ\text{F}$ . Si el vapor fuera saturado ( $124\text{ }^\circ\text{F}, 100\text{ mmHg}$ ), su entalpía sería  $1115.4088 \text{ Btu/lb}$  Apéndice 7 (McCabe, et al., 2002).

$$\begin{aligned} H_V &= H_{V \text{ saturado}} + C_{V \text{ sobrecalentado}}(\Delta T) \\ &= 1115.4088 \text{ Btu/lb} + 0.4499 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F}(197\text{ }^\circ\text{F} - 124\text{ }^\circ\text{F}) \\ &= 1148.2515 \text{ Btu/lb} \end{aligned}$$

$$C_{V \text{ sobrecalentado}} = 0.4499 \text{ Btu/lb} \cdot ^\circ\text{F} \text{ (Geankoplis, 2004)}$$

Por último, se debe determinar el calor sensible del vapor que suministra calor al evaporador ( $\lambda$ ).

$$\lambda(34.7 \text{ lbf abs/in}^2) = 939.6742 \text{ Btu/lb}$$

Del balance de energía se puede calcular la cantidad de vapor que suministra calor.

$$W = \frac{w_V H_V + w H - w_f H_f}{\lambda} = 15216.9954 \text{ lb/h}$$

$$E_{con_s} = \frac{w_V}{W} = 0.7885$$

$$Q = UA\Delta T$$

$$Q = W\lambda = 14299018 \text{ Btu/h}$$

$$\Delta T = (T_S - T)$$

$$T_S(34.7 \text{ lbf abs/in}^2) = 258.71\text{ }^\circ\text{F Apéndice 7 (McCabe, et al., 2002)}$$

$$A = \frac{Q}{U\Delta T} = 927.0027 \text{ ft}^2$$



### Problemas propuestos.

1. Un condensador contiene tubos de 1 *in* de diámetro externo y 3 *ft* de largo, si el condensador se monta horizontalmente, el condensado mojaría 4 *tubos* en su camino. Si la superficie de los tubos está a una temperatura de 150 °F y el vapor de agua se condensa a 1 *atm*. ¿Cuál sería la posición recomendada para montar el condensador?

2. Si se desea condensar 60000 *lb/h* de vapores de benceno puro que se encuentran a 3 *lb<sub>f</sub>/in<sup>2</sup>*, empleando agua como medio de enfriamiento a una temperatura de 80 °F de entrada y de salida a 120 °F. Se tiene previsto un factor de ensuciamiento de 0.003 *h · ft<sup>2</sup> · °F/Btu* con caídas de presión permisibles de 2 *lb<sub>f</sub>/in<sup>2</sup>* para el lado de los vapores y 10 *lb<sub>f</sub>/in<sup>2</sup>* para el agua. Determine las características y el tamaño requerido para un condensador vertical 1 – 1 con la condensación en los tubos, considerando que tienen 1 *in* de diámetro externo, 14 *BWG*, 16 *ft* de largo con un arreglo cuadrangular de 1 1/4 *in*.

3. 21000 *lb/h* de una mezcla de n-pentano e isopentano abandonan una columna de destilación a 130 °F y 25 *lb<sub>f</sub> abs/in<sup>2</sup>*, condensándose completamente a 125 °F. El condensado debe enfriarse de 125 °F a 100 °F para almacenarse. El enfriamiento se efectuará con agua de 80 a 100 °F. En el lado de la coraza para el vapor se permite una caída de presión de 2.0 *lb<sub>f</sub>/in<sup>2</sup>*, y 10.0 *lb<sub>f</sub>/in<sup>2</sup>* para el agua, deberá considerarse un factor de obstrucción de 0.003 *h · ft<sup>2</sup> · °F/Btu*.

Se dispone para este servicio de un intercambiador vertical 1 – 2 de 25 *in* de diámetro externo con 370 *tubos* de 3/4 *in* de diámetro externo, 16 *BWG*, 16 *ft* de largo arreglados en cuadro de 1 *in* de paso. Los deflectores están separados a 12 *in* y el haz de tubos está arreglado para 4 *pasos*. ¿Será satisfactorio este intercambiador vertical?

4. Un evaporador de triple efecto concentra un líquido que no presenta elevación importante del punto de ebullición. La temperatura del vapor de calentamiento que entra en el primer efecto es 108 °C, y la temperatura de ebullición de la solución concentrada en el último efecto es 52 °C. Los coeficientes de transferencia de calor globales en *W/m<sup>2</sup> · °C* son 2500 primer efecto, 2000 segundo efecto y 1500 tercer efecto (la solución se vuelve más concentrada, aumenta la viscosidad y disminuye el coeficiente global). ¿A qué temperatura hervirá el líquido en el primer y segundo efecto?



## REFERENCIAS

### Básicas.

1. Kern, D. Q. (2013). *Procesos de Transferencia de Calor*. Pub. Cultural/Grupo Editorial Patria.
2. Holman, J. P. (2010). *Heat Transfer*. 10th edition. New York. McGraw-Hill Higher Education.
3. Cengel, Y. A. y A. Ghajar. (2011). *Transferencia de Calor y Masa*. 4ta edición. McGraw-Hill Education.
4. Welty, J. R. (2002). *Fundamentos de Transferencia de Momento, Calor y Masa*. 2da edición. Limusa-Wiley.
5. Incropera, F. P. (1999). *Fundamentos de Transferencia de Calor*. México. Prentice-Hall.

### Complementarias.

1. Green, D. W. y R. H. Perry. (2007). *Perry's Chemical Engineers' Handbook*. 8th Edition. McGraw-Hill Education.
2. Incropera, F. P. (2006). *Introduction to Heat Transfer*. 5th edition. John Wiley and Sons Inc.
3. Hollman, J. P. (1998). *Transferencia de Calor*. 8va edición. Madrid. McGraw-Hill Interamericana.
4. Bergman, T. L. et. al. (2011). *Introduction to Heat Transfer*. 6th edition. John Wiley and Sons Inc.
5. Dean, J. A. (1998). *Lange's Handbook of Chemistry*. 15th edition. McGraw-Hill.



# MAPA CURRICULAR LICENCIATURA EN INGENIERÍA QUÍMICA

Mapa Curricular de la Licenciatura en Ingeniería Química 2015

PERIODO 1	PERIODO 2	PERIODO 3	PERIODO 4	PERIODO 5	PERIODO 6	PERIODO 7	PERIODO 8	PERIODO 9
Materia, Estructura y Propiedades 2 3 7	Química Inorgánica 2 2 6	Química Analítica 2 3 7	Química Analítica Instrumental 2 3 7	Química Orgánica Heteroatómica y Polímeros 3 0 3 6	Optativa 1, Integral de Acentuación ♦♦♦ 6	Optativa 2, Integral de Acentuación ♦♦♦ 6	Optativa 3, Integral de Acentuación ♦♦♦ 6	Optativa 4, Integral de Acentuación ♦♦♦ 6
Química Orgánica Alifática y Aromática 2 3 7	Química Orgánica de Halógenos y Oxígeno 2 2 6	Laboratorio Integral de Química Orgánica 0 3 3	Química Orgánica Integral de Química Orgánica 0 3 3	Proyectos* 3 1 7	Integración de Proyectos* 2 2 6	Integración de Proyectos* 2 2 6	Sistema de Gestión* 3 0 6	Liderazgo 3 0 6
Termodinámica 2 2 6	Termodinámica Aplicada 2 2 6	Equilibios Termodinámicos 2 2 6	Laboratorio de Físicoquímica 0 4 4	Ingeniería Económica 1 2 4	Ingeniería de Procesos 2 2 6	Ingeniería de Calidad 3 3 6	Sistema de Gestión* 3 0 6	Liderazgo 3 0 6
Mecánica 2 4 8	Electromagnetismo 2 2 6	Físicoquímica de Sistemas Coloidales 2 3 7	Flujo de Fluidos 3 3 6	Laboratorio de Operaciones Unitarias I* 0 4 4	Laboratorio de Operaciones Unitarias II* 0 4 4	Dinámica e Instrumentación 2 2 6	Liderazgo 3 0 6	Liderazgo 3 0 6
Álgebra Lineal 2 2 6	Álgebra Lineal 2 2 6	Balace de Materia y Energía 3 2 8	Cinética y Catalisis 2 3 5	Ingeniería de Reactores I 2 2 6	Ingeniería de Reactores II* 2 2 6	Ingeniería de Bioseparadores 2 3 5	Liderazgo 3 0 6	Liderazgo 3 0 6
Cálculo Diferencial e Integral 2 2 6	Cálculo Avanzado 2 2 6	Ecuaciones Diferenciales 2 2 6	Fenómenos de Transporte 2 3 7	Transferencia de Calor 2 3 7	Transferencia de Masa I 2 2 6	Transferencia de Masa II* 2 2 6	Liderazgo 3 0 6	Liderazgo 3 0 6
Ciencia, Tecnología y Sociedad 2 2 6	Biología 2 2 6	Métodos Numéricos 2 2 6	Probabilidad y Diseño de Experimentos 3 2 8	Responsabilidad Social 3 0 6	Administración 3 0 6	Laboratorio de Ingeniería de Reactores* 0 4 4	Diseño de Equipo 2 2 6	Práctica Profesional 30
Laboratorio Básico de Química 0 3 3	Optativa 1, Básico 3 0 3 6	Optativa 2, Básico 3 0 3 6	Inglés 5 2 2 6	Inglés 6 2 2 6	Inglés 7 2 2 6	Inglés 8 2 2 6	Optativa 1, Integral 3 0 3 6	Optativa 2, Integral 3 0 3 6

