

En esta ocasión presentamos un trabajo colectivo estudiantil, bajo la guía de su profesor.

Validación experimental de ecuaciones de transferencia de calor en cambiadores de calor de doble tubo

ESTUDIANTES: René Ángeles Carranza, Luis Bautista Gutiérrez, Andrés Carmona Pérez, Víctor Cruz Guzmán y Mauricio Díaz Guerrero
PROFESOR: Alejandro Anaya D.

Abstract

In order to develop and encourage the interest of undergraduate students of Chemical Engineering on applied research, a group of them were involved in the task of testing several specific heat transfer coefficient equations on a double tube heat exchanger, available at the Chemical Engineering Laboratory at school. Specifically, was experimentally validated some typical equations for heat transfer, without change of phase of fluids flowing inside pipes, such as: Sieder and Tate and Dittus Boelter, among other equations. The experimental results agreed very well with the predicted values of heat transfer coefficients, that represented to the students an increase in the confidence in the applications of design equations.

Antecedentes

Con el propósito de comprobar y validar la aplicación de diversas ecuaciones para el cálculo de coeficientes individuales de transferencia de calor, se llevaron a cabo algunas pruebas en un cambiador de calor de doble tubo instalado en el Laboratorio de Ingeniería Química de la Facultad de Química de la UNAM, que permite estudiar el comportamiento del calentamiento de líquidos que fluyen dentro de tubos, utilizando vapor de agua como medio de calentamiento en su sección anular. La experimentación fue llevada a cabo por estudiantes del curso de Transferencia de Calor, bajo la asesoría del profesor M.I. Alejandro Anaya Durand.

Datos del equipo utilizado

Tubo interno

Diámetro interno = 1.5 cm

Diámetro externo = 2.1 cm

Material = Acero al carbón

Tubo externo

Diámetro interno = 5.9 cm

Diámetro externo = 6.3 cm

Material = Acero al carbón

Longitud de transferencia de calor = 1.10 m

Aislamiento

Material = lana mineral

Espesor = 2.5 cm

Instrumentación: Temperaturas. Se utilizaron termómetros calibrados, instalados en el equipo de doble tubo.

Presiones: Se utilizaron manómetros instalados en la línea de entrada de vapor de calentamiento.

Línea de entrada de vapor de calentamiento:

Flujo: Esta variable se determinó por cubicación con el auxilio de un recipiente, a la salida del cambiador de calor.

En la Figura 1 se puede apreciar el diagrama general del sistema de intercambiadores.

Consideraciones experimentales

Con el propósito de obtener información que permitiese determinar los valores experimentales de los coeficientes de transferencia de calor individuales (h_{io}) de flujo de líquidos dentro de tuberías de sección circular, se utilizó el cambiador de calor de doble tubo de las características antes referidas.

Se mantuvo flujo de agua constante por dentro de la tubería interna y vapor de agua saturado por la sección anular del equipo. Se procuró mantener temperaturas de calentamiento que no sobrepasaran el punto de ebullición del agua, con el fin de analizar específicamente su

*Facultad de Química, UNAM, Ciudad Universitaria, México, D.F., 04510.

Tabla 1.

Datos	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Flujo de agua (m ³ /seg)	0.0002	0.0002	0.0002
Temperatura de entrada del agua (°C)	14.00	14.00	14.00
Temperatura de salida del agua (°C)	30.00	32.50	33.50
Temperatura de entrada del vapor (°C)	117.37	130.5	136.10
Temperatura de salida del condensado (°C)	120.15	130.5	136.10
Presión del vapor saturado (kPa)	182.7	272.3	320.6

Nota: Se llevaron a cabo 10 experimentos, con cada uno de los casos antes referidos, en los cuales se observó poca variabilidad alrededor de los resultados promedio informados.

comportamiento dentro del intervalo de calor sensible. Las temperaturas y flujos del agua circulada dentro del tubo interno se midieron una vez que se observó un comportamiento estable, a régimen permanente. Con el propósito de determinar el comportamiento de las ecuaciones de transferencia de calor, se comprobó que el equipo se encontrase totalmente limpio, fuera de alguna incrustación que introdujese incertidumbre en los resultados experimentales. Dicha limpieza se llevó a cabo con agentes químicos adecuados. Se comprobó que el condensado del vapor de calentamiento utilizado saliese a la misma temperatura que el vapor saturado, evitando con ello introducir el efecto del subenfriamiento del mismo, que incorporaría incertidumbre en el cálculo de los coeficientes de calentamiento del agua, al agregar una resistencia adicional al flujo de calor. Debido a que el tubo externo del equipo se encuentra satisfactoriamente aislado térmicamente, se despreciaron las pérdidas de calor en los cálculos correspondientes.

Datos experimentales

En la Tabla 1 se muestran las condiciones de proceso de los casos analizados.

Determinación experimental del coeficiente individual de calentamiento del agua dentro del tubo interno

Para la determinación del coeficiente individual de transferencia del agua se utilizan las siguientes ecuaciones básicas.

$$Q = WC_p (t_2 - t_1) \tag{1}$$

Con los valores medidos del flujo de agua (*W*) y las temperaturas de entrada y salida en el equipo (*t*₁ y *t*₂), se determina el calor transmitido.

$$U_{real} = \frac{Q}{A\Delta T_m} \tag{2}$$

La determinación del coeficiente global de transferencia *U* se lleva a cabo fácilmente al conocer el área de transferencia de calor del equipo, el gradiente medio de temperaturas y el calor transmitido determinado con la ecuación 1.

DIAGRAMA DE FLUJO DEL SISTEMA DE INTERCAMBIADORES DE DOBLE TUBO

NOTA : SE DETERMINO EL COMPORTAMIENTO DE SOLAMENTE EL APARATO I1

CLAVE DEL DIAGRAMA

- Línea de agua
- - - Línea de vapor
- - - Línea de condensado
- ⊘ Válvula de compuerta
- ⊘ Válvula Check
- ⊠ Trampa de vapor
- TI Termopar
- M Motor para bomba
- D Drenaje

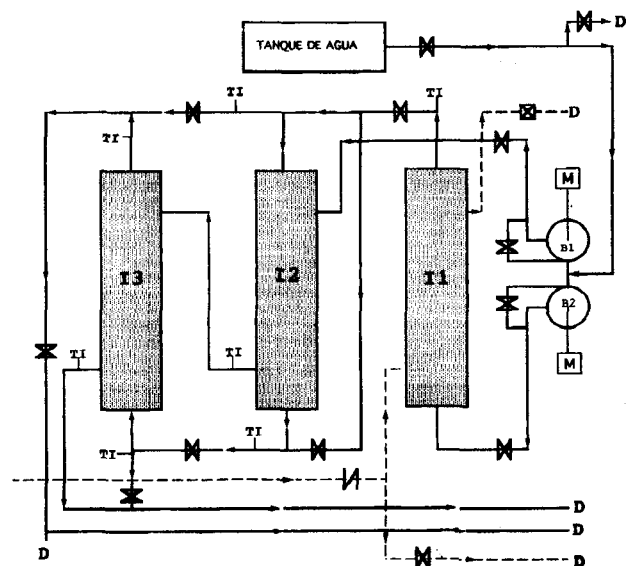


Figura 1.

$$U = \frac{1}{\frac{1}{h_o} + \frac{1}{h_{io}} + R_d + R_{dw}} \quad (3)$$

El coeficiente de condensación de vapor de agua en la sección anular de la tubería horizontal se calculó con la ayuda de la ecuación de Nusselt.

$$h_o \left(\frac{\mu_f^2}{k_f^2} \rho_f^2 g \right)^{\frac{1}{3}} = 1.5 \left(\frac{4G}{\mu_f} \right)^{\frac{1}{3}} \quad (4)$$

que ha probado proporcionar resultados bastante congruentes con datos experimentales (Perry 1984).

La resistencia de la pared del tubo, aunque normalmente despreciable, se determinó con base en espesor de la tubería y la conductividad térmica del material, en este caso acero al carbón. (A-179-B).

El valor del coeficiente global de transferencia experimental del agua dentro del tubo interno se obtiene de la ecuación (3) con base en las consideraciones antes referidas y tomando en cuenta, adicionalmente, que el valor del factor de incrustación es cero, al estar limpio el equipo.

Por lo que se refiere a las ecuaciones de cálculo del coeficiente interno, que fueron comparadas con los resultados experimentales, se consideraron las siguientes, típicas para fluidos a régimen turbulento, sin cambio de fase:

Referencias (Gnielinsky *et al.*, 1983)

1) Petukhov-Popov

$$Nu = \frac{\left(\frac{f}{2} Re Pr \right)}{K_1 + \left[K_2 \frac{f}{2} (Pr^{2/3} - 1) \right]^{1/2}}$$

donde $K_1 = 1 + 13.6 f$
 $K_2 = 11.7 + 1.8 Pr^{-1/3}$
 $f = 0.0014 + 0.125 Re^{-0.32}$

2) Dittus Boelter

$$Nu = 0.023 Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

3) HTRI

$$Nu = 0.022 Re^{0.8} Pr^{0.4}$$

Heat Exchanger Research

4) Esdu

$$Nu = Re Pr \exp(-3.796 - 0.205 \ln Re - \ln Pr - 0.0225 (\ln Pr)^2)$$

5) Gnielinsky

$$Nu = \frac{\frac{f}{8} (Re - 1000) Pr}{1 + 12.7 \left(\frac{f}{8} \right)^{1/4} (Pr^{2/3} - 1)} \left(1 + \frac{di}{L} \right)^{2/3}$$

6) Sieder y Tate

$$Nu = 0.027 (Re)^{0.8} (Pr)^{1/3}$$

Los resultados de los valores experimentales del coeficiente individual de transferencia de calor y el de los resultados del mismo calculado con las ecuaciones antes mencionadas se muestran en la Tabla 2.

Conclusiones

De acuerdo con los resultados de la Tabla 3 (Resumen de resultados) se puede apreciar que, en general, los valores calculados para los coeficientes individuales de transferencia de calor del agua dentro de tubos son MAYORES que los valores reales obtenidos experimentalmente.

Sin embargo, algunas de las ecuaciones obtenidas arrojan resultados con desviaciones no muy grandes con respecto a los valores experimentales. La ecuación sugerida por HTRI obtiene valores de sólo 3 a 8% mayores que los experimentales.

Las ecuaciones de Sieder y Tate, Dittus Boelter y Esdu presentan mayores desviaciones (8 a 15%); considerados razonables tomando en cuenta las imprecisiones propias de las mediciones experimentales.

Las expresiones de Gnielinski y Petukhov-Popov fueron las que tuvieron una mayor desviación observada. En resumen puede apreciarse que, en general, las ecuaciones de cálculo de coeficientes de transferencia de calor sin cambio de fase en ductos circulares se ajustan razonablemente al comportamiento del equipo instalado, lográndose el objetivo de validación de ecuaciones de cálculo. Otro objetivo, muy importante, alcanzado fue la de motivar a los alumnos al trabajo experimental de investigación desde sus estudios a nivel licenciatura y el brindarles la oportunidad de comprobar, en la práctica, los conceptos y conocimientos recibidos en sus clases teórico-prácticas.

Tabla 2. Comparativo del calculo de coeficientes de transferencia de calor con diversas correlaciones.

DATOS:		CASO 1	CASO 2	CASO 3	
di	ft	0.0492	0.0492	0.0492	
do	ft	0.0682	0.0682	0.0682	
Di	ft	0.1936	0.1936	0.1936	
Do	ft	0.2067	0.2067	0.2067	
L	ft	3.6089	3.6089	3.6089	
T1	°F	243.28	266.9	277.98	
T2	°F	243.28	266.9	277.98	
t1	°F	57.2	57.2	57.2	
t2	°F	86	90.5	92.3	
w DE AGUA	lb/hr	1982.9	1982.9	1982.9	
k agua	BTU/hrft°F	0.3533	0.3541	0.3546	
μ agua	cp	0.8162	0.8037	0.7977	
Ro agua	lb/ft3	62.25	62.23	62.22	
Cp agua	BTU/lb°F	1.0005	1.0003	1.0003	
W de vapor	lb/hr	60.104	70.659	75.097	
kf	BTU/hrft°F	0.4023	0.4038	0.4041	
Mf	cp	0.2298	0.2032	0.1921	
Rof	lb/ft3	59.01	58.35	58.02	
Cpf	BTU/lb°F	1.0129	1.0187	1.0219	
CALCULOS:					
LMTD	°F	171.28	192.57	202.72	$LMTD = (T1 - t2) - (T2 - t1) / \ln ((T1 - t2) / (T2 - t1))$
Q	BTU/hr	57108	66031	69600	$Q = w \text{ DE AGUA} * (t2 - t1) * Cp$
A	ft2	0.7812	0.7812	0.7812	$A = \pi * do * L$
U	BTU/°Fft2	426.83	438.95	439.5	$U = Q / (LMTD * A)$
G"	lb/h pie lineal	16.864	19.579	20.809	$G'' = W \text{ DE VAPOR} / L * Nt$
ho	BTU/°Fft2h	2051.5	2017.5	2008.2	$ho = 1.5 * (4 * C'' / \mu)^{-1/3} / \mu f^2 / kf^3 * Rof^2 * g)^{1/3}$
Rd	°Fft hr/BTU	0	0	0	
kw	BTU/°Fft2h	26	26	26	
Rw	°Fft hr/BTU	0.0004	0.0004	0.0004	$Rw = (do / 2 * kw) * \ln (do / di)$
hio	BTU/°Fft2h	709.62	748.33	751.23	$hio = 1 / (1/U - 1/ho - Rd - Rw)$
hi	BTU/°Fft2h	993.75	1048	1052	$hi = hio * (do/di)$
CALCULO DE COEFICIENTE INTERNO:					
SIEDER Y TATE					
G	lb/hr ft2	1E+06	1E+06	1E+06	$G = w \text{ DE AGUA} / af$
af	ft2	0.0019	0.0019	0.0019	$af = \pi * di^2 / 4$
Pr		5.594	5.494	5.4458	$Pr = Cp * \mu / k$
Re		25980	26385	26584	$Re = di * G / \mu$
hi	BTU/°Fft2h	1170.7	1181	1186.1	$hi = 0.027 * (k/di) * Re^{0.8} * Pr^{(1/3)}$
hio	BTU/°Fft2h	835.94	843.32	846.97	$hio = hi * (di/do)$
PETUKHOV-POPOV					
f		0.0062	0.0062	0.0062	$f = 0.0014 + 0.125 * Re^{-0.32}$
K1		1.0848	1.0844	1.0843	$K1 = 1 + 13.6 * f$
K2		12.714	12.72	12.723	$K2 = 11.7 + 1.8 * Pr^{-1/3}$
Nu		213.06	212.8	212.66	$Nu = ((f/2) * Re * Pr) / (K1 + K2 * (((f/2) * (Pr^{2/3} - 1))^{1/2}))$
hi	BTU/°Fft2h	1529.8	1531.6	1532.5	$hi = Nu * (k/di)$
hio	BTU/°Fft2h	1092.4	1093.7	1094.3	$hio = hi * (di/do)$
DITTUS Y BOELTER					
Nu		155.78	156.59	156.98	$Nu = 0.023 * Re^{0.8} * Pr^{0.4}$
hi	BTU/°Fft2h	1118.5	1127	1131.2	$hi = Nu * (k/di)$
hio	BTU/°Fft2h	798.71	804.79	807.8	$hio = hi * (di/do)$
HTRI					
Nu		149.01	149.78	150.16	$Nu = 0.022 * Re^{0.8} * Pr^{0.4}$
hi	BTU/°Fft2h	1069.9	1078	1082.1	$hi = Nu * (k/di)$
hio	BTU/°Fft2h	763.98	769.79	772.68	$hio = hi * (di/do)$

(continúa...)

CÓMO SE EXPERIMENTA

...continúa Tabla 2

DATOS:		CASO 1	CASO 2	CASO 3	
E.S.D.U.					
Nu		159.3	160.06	160.42	$f = Re \cdot Pr \cdot \exp(-3.796 - 0.205 \ln Re - 0.505 \ln Pr - 0.0225(\ln Pr)^2)$
hi	BTU/°Fft ² h	1143.7	1152	1156.1	hi = Nu * (k/di)
hio	BTU/°Fft ² h	816.72	822.6	825.52	hio = hi * (di/do)
GNIELINSKI					
f		0.0245	0.0244	0.0243	$f = (1.82 \cdot \text{LOG } Re - 1.64)^{-2}$
Nu		179.86	180.93	181.45	$Nu = ((f/8) \cdot (Re - 1000) \cdot Pr / (1 + 12.7 \cdot (f/8)^{0.5} \cdot (Pr^{2/3} - 1))) \cdot (1 + (di/L)^{2/3})$
hi	BTU/°Fft ² h	1291.3	1302.2	1307.6	hi = Nu * (k/di)
hio	BTU/°Fft ² h	922.12	929.88	933.71	hio = hi * (di/do)
% DE ERROR					
SIEDER Y TATE		18	13	13	% ERROR = ((hio calculado / hio del equipo) - 1) * 100
PETUKHOV-POPOV			54	46	
DITTUS Y BOELTER			13	8	
HTRI		8	3	3	
E.S.D.U.		15	10	10	
GNIELINSKI		30	24	24	

Nomenclatura

- Q = Calor transmitido (W)
 W = Flujo másico (Kg/hr)
 t_2 = Temperatura de salida (°C)
 t_1 = Temperatura de entrada (°C)
 U = Coeficiente global de transferencia (W/m² °C)
 A = Área de transferencia (m²)
 ΔT_m = Gradiente medio de temperatura (°C)
 h_o = Coeficiente externo de película (W/m² °C)
 h_{io} = Coeficiente interno de película (W/m² °C)
 R_d = Resistencia por incrustación (m² °C/W)
 R_{dw} = Resistencia de la pared (m² °C/W)
 μ_f = viscosidad del líquido a la temperatura de la película (N seg/m²)
 k_f = Conductividad térmica del líquido, a la temperatura de la película, (W/m²/m °C)

- g = Aceleración de la gravedad (m/seg²)
 Gu = masa velocidad perimétrica; Kg/hr m
 Nu = número de Nusselt (adimensional)
 Re = número de Reynolds (adimensional)
 Pr = número de Prandtl (adimensional)
 f = factor de fricción (Darcy) (adimensional)
 L = longitud de la tubería (m)
 di = diámetro interno del tubo (m)

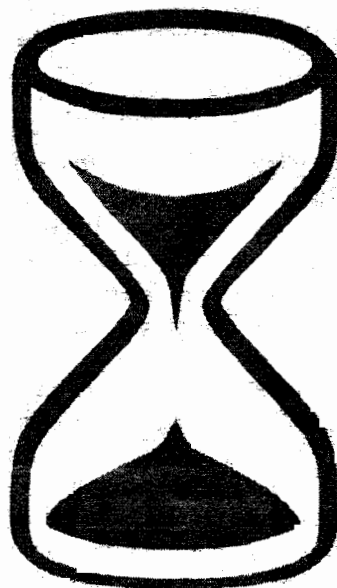
Referencias

- Anaya Durand, A., *Apuntes de Transferencia de Calor*, 1994.
Heat Transfer Design Handbook, Hemisphere Publishing, 1985.
 Gnielinsky, et al., Perry Robert, *Chemical Engineers Handbook*, Mc. Graw Hill, USA, 1984.

Tabla 3. Resumen de resultados.

Coeficiente de transferencia de calor h_{io} (W/m ² °C)	Caso 1	Caso 2	Caso 3
Valor experimental	4,028.50	4,248.26	4,264.72
Sieder y Tate	4,745.62	4,787.51	4,808.24
Petukhof Popov	6,201.42	6,208.75	6,212.55
Dittus Boelter	4,534.26	4,568.78	4,585.87
HTRI	4,337.10	4,370.09	4,386.44
ESDU	4,636.51	4,669.89	4,686.46
Gnielinski	5,234.86	5,278.91	5,300.66

Si está por terminar tu suscripción ...



¡NO DEJES PASAR MÁS TIEMPO!

EDUCACION QUIMICA
REVISTA TRIMESTRAL

Favor de renovar mi suscripción por: Un año Dos años

NOMBRE _____ TELÉFONO _____

DIRECCIÓN _____

COLONIA _____ CÓDIGO POSTAL _____

CIUDAD _____ ESTADO _____ PAÍS _____

Envíe este cupón con
 Cheque Giro Postal
 Giro Bancario

A nombre de la:
UNIVERSIDAD NACIONAL
AUTÓNOMA DE MÉXICO a:

Dr. Andoni Garriz
Director de Educación Química
Facultad de Química, UNAM
Apdo. Postal 70-197,
Ciudad Universitaria, 04510
México, D.F. MÉXICO

Suscripción 1994		
	Un año	Dos años
Nacional:	N\$ 60.00	\$45 USD
América:	\$25 USD	\$55 USD
Europa:	\$30 USD	\$75 USD
África:	\$40 USD	\$85 USD
Asia:	\$45 USD	