

la  $t_1$ . Cuando las condiciones estables de  $t_1$ ,  $t_2$  persistan por cinco minutos o más, se registran las temperaturas  $t_1$  y  $t_2$  junto con el gasto, las lecturas de los termocopios de la superficie del tubo y el incremento en el nivel del condensado durante el intervalo de prueba. Con aparatos versátiles y usando buenas válvulas reguladoras, un experimento de esta naturaleza se puede llevar a efecto en menos de una hora.

Varios puntos importantes deben tomarse en cuenta en el diseño del aparato experimental si se esperan resultados consistentes. Las cubiertas al final de la sección de prueba no deben conectarse directamente al tubo de prueba, puesto que actúan como colectores de calor. Si tocan el tubo de prueba en un contacto metal-metal, añaden grandes cantidades de calor en secciones locales. Para prevenir inexactitudes por esta fuente, las tapas y el tubo de prueba deberán estar separados por un estopero no conductor. Otro tipo de error resulta de la acumulación de aire en el ánulo, lo que previene la condensación libre de vapor en el tubo de prueba. Esto usualmente se detecta si hay una falta de uniformidad en las lecturas de los termocopios de la superficie del tubo y de los termocopios del ánulo cuando se emplea este último. Esto puede evitarse proveyendo el aparato con una purga para eliminar el aire entrampado. Los problemas relacionados con la instalación y calibración de los termocopios y termómetros se pueden consultar en varias fuentes.<sup>1</sup> Lo mismo es verdad respecto a las ecuaciones para corregir el flujo de fluido a través de orificios estándar cuando las propiedades del líquido varían.

**Evaluación de una ecuación forzada a partir de datos experimentales.** Como un ejemplo de correlación, se dan en la Tabla 3.3 datos obtenidos por Morris y Whitman<sup>2</sup> en el calentamiento de gasóleo

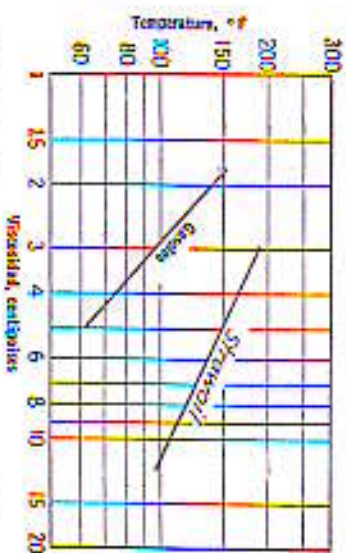


FIG. 3.8. Viscosidades de aceites probados.

<sup>1</sup> American Institute of Physics, "Temperature: Its Measurement and Control in Science and Industry", Reinhold Publishing Corp., New York, 1941.

<sup>2</sup> Morris, E. H. and W. G. Whitman, *Ind. Eng. Chem.* 30: 934, 1938.

and straw oil con vapor en un tubo de  $\frac{1}{2}$  plg IPS, con una longitud de calentamiento de 10-125 pies.

Los datos de viscosidad se dan en la Fig. 3.8 y se toman de la publicación original. Las conductividades térmicas pueden ser obtenidas de la Fig. 1 y los calores específicos de la Fig. 4. Ambos se grafican en el Apéndice con grados API como parámetros. La conductividad térmica del metal fue tomada por Morris y Whitman constante a 35 Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F/pie.) aun cuando es más alto que el valor dado en el Apéndice Tabla 3. Únicamente las columnas 2, 3, 4 y 5 en la Tabla 3.3 se observaron aquí.

$t_1$  = temperatura del aceite a la entrada, °F

$t_2$  = temperatura del aceite a la salida, °F

$t_{se}$  = temperatura de la superficie exterior del tubo promediada de los termocopios

$w$  = peso del flujo, lb/h

El primer paso en la correlación de una ecuación de convección forzada, es determinar si los datos corresponden a flujo turbulento, de otra manera, tratar de correlacionar los datos mediante la Ec. (3.26) sería incorrecto. En la columna 11 han sido calculados los números Reynolds usando el diámetro y área de flujo de un tubo IPS de  $\frac{1}{2}$  plg que se pueden encontrar en la Tabla 11. Las propiedades del fluido han sido encontradas a la temperatura media  $(t_1 + t_2)/2$ . Todos los números de Reynolds exceden de 2 100 e. i. la región de flujo turbulento. La Ec. (3.26) está dada como

$$\frac{h_c D}{k} = \alpha \left( \frac{DG}{\mu} \right)^p \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^q$$

y  $\alpha$ ,  $p$  y  $q$ , pueden ser obtenidas algebraicamente tomando los datos para tres puntos de prueba.

**Solución algebraica.** Este método de correlación se demuestra tomando tres puntos B4, B12 y C12, en la Tabla 3.3, lo cual incluye un gran margen de  $h_c D/k$ ,  $DG/\mu$  y  $c_p \mu/k$  calculados de flujo y propiedades del fluido y que se tabulan en las columnas 9, 11 y 12.

$$\frac{h_c D}{k} = \alpha \left( \frac{DG}{\mu} \right)^p \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^q$$

$$C12: 191 = \alpha(10,200)^p(57.8)^q$$

$$B12: 356 = \alpha(25,650)^p(32.9)^q$$

$$B4: 79.5 = \alpha(4,620)^p(41.4)^q$$



TABLA 3.3. DATOS DE MORRIS Y WHITMAN. CORRIDAS DE CALENTAMIENTO DE GASOLEO DE 36.8° API CON VAPOR

| (1)         | (2)  | (3)   | (4)   | (5)   | (6)    | (7)          | (8)   | (9)               | (10)      | (11)             | (12)            | (13)                  | (14)                        |
|-------------|------|-------|-------|-------|--------|--------------|-------|-------------------|-----------|------------------|-----------------|-----------------------|-----------------------------|
| Corrida No. | $w$  | $t_1$ | $t_2$ | $t_w$ | $Q$    | $\Delta t_1$ | $k_1$ | $\frac{h_1 D}{k}$ | $G$       | $\frac{DG}{\mu}$ | $\frac{c_p}{k}$ | $j_H = \frac{Nu}{Pr}$ | $j_H = \frac{Nu}{Pr^{0.4}}$ |
| B1          | 722  | 77.1  | 106.9 | 210.1 | 10,150 | 115.7        | 53.8  | 35.5              | 342,000   | 2,280            | 47.2            | 0.75                  | 9.83                        |
| B2          | 890  | 77.9  | 109.3 | 209.0 | 13,160 | 112.6        | 71.4  | 48.3              | 421,000   | 2,825            | 46.7            | 0.99                  | 12.85                       |
| B3          | 1056 | 85.8  | 117.8 | 208.9 | 18,100 | 104.0        | 94.5  | 62.3              | 501,000   | 3,710            | 43.3            | 1.44                  | 17.75                       |
| B4          | 1280 | 89.8  | 121.9 | 208.0 | 19,350 | 98.5         | 120   | 70.5              | 597,000   | 4,620            | 41.4            | 1.92                  | 23.0                        |
| B5          | 1407 | 91.6  | 123.3 | 207.5 | 22,700 | 96.0         | 144   | 85                | 700,000   | 6,780            | 40.7            | 2.33                  | 27.7                        |
| B6          | 1802 | 99.1  | 129.2 | 207.2 | 26,200 | 88.5         | 181   | 120.5             | 854,000   | 7,140            | 38.7            | 3.12                  | 35.5                        |
| B7          | 2164 | 102.8 | 131.7 | 206.0 | 30,900 | 84.7         | 222   | 147.5             | 1,026,000 | 8,810            | 37.7            | 3.91                  | 44.0                        |
| B8          | 2575 | 106.5 | 134.3 | 208.4 | 35,000 | 80.3         | 266   | 176.5             | 1,220,000 | 10,850           | 36.5            | 4.83                  | 53.2                        |
| B9          | 3265 | 111.5 | 137.1 | 205.0 | 41,100 | 74.2         | 338   | 222               | 1,548,000 | 14,250           | 35.3            | 6.32                  | 68.0                        |
| B10         | 3902 | 113.9 | 138.2 | 203.8 | 46,600 | 70.6         | 403   | 266.5             | 1,850,000 | 17,350           | 35.1            | 7.60                  | 81.4                        |
| B11         | 4585 | 116.8 | 139.7 | 203.0 | 51,900 | 68.9         | 474   | 313               | 2,176,000 | 20,850           | 34.1            | 9.18                  | 96.5                        |
| B12         | 5360 | 122.2 | 142.9 | 202.0 | 54,900 | 62.3         | 538   | 356               | 2,538,000 | 25,550           | 32.9            | 10.82                 | 111.2                       |
| B13         | 6210 | 124.8 | 144.1 | 202.2 | 59,800 | 59.1         | 615   | 407               | 2,938,000 | 30,000           | 32.7            | 12.43                 | 127.5                       |

Corridas de calentamiento de straw oil 29.4° API con vapor

| (1)         | (2)  | (3)   | (4)   | (5)   | (6)    | (7)          | (8)   | (9)               | (10)      | (11)             | (12)            | (13)                  | (14)                        |
|-------------|------|-------|-------|-------|--------|--------------|-------|-------------------|-----------|------------------|-----------------|-----------------------|-----------------------------|
| Corrida No. | $w$  | $t_1$ | $t_2$ | $t_w$ | $Q$    | $\Delta t_1$ | $k_1$ | $\frac{h_1 D}{k}$ | $G$       | $\frac{DG}{\mu}$ | $\frac{c_p}{k}$ | $j_H = \frac{Nu}{Pr}$ | $j_H = \frac{Nu}{Pr^{0.4}}$ |
| C8          | 2900 | 108.0 | 115.4 | 206.3 | 20,700 | 95.8         | 132   | 87.8              | 1,375,000 | 3,210            | 133             | 0.66                  | 17.2                        |
| C9          | 2920 | 86.7  | 99.3  | 208.0 | 18,800 | 112.7        | 91.1  | 60.4              | 1,387,000 | 2,350            | 179             | 0.34                  | 10.7                        |
| C10         | 3340 | 101.7 | 117.8 | 206.0 | 24,800 | 92.9         | 163   | 108               | 1,585,000 | 3,820            | 129.5           | 0.83                  | 21.4                        |
| C11         | 3535 | 100.5 | 115.7 | 205.5 | 25,000 | 94.0         | 162   | 107.5             | 1,675,000 | 3,850            | 133.3           | 0.81                  | 21.1                        |
| C12         | 3725 | 163.0 | 175.1 | 220.1 | 22,600 | 47.9         | 288   | 191               | 1,767,000 | 10,230           | 57.8            | 3.30                  | 49.5                        |
| C13         | 3810 | 160.5 | 173.6 | 220.5 | 24,900 | 50.0         | 304   | 201.5             | 1,805,000 | 10,150           | 59.2            | 3.39                  | 51.6                        |
| C14         | 3840 | 109.0 | 124.4 | 205.7 | 27,800 | 85.2         | 189   | 131.5             | 1,820,000 | 4,960            | 115             | 1.15                  | 27.1                        |
| C15         | 4730 | 112.0 | 127.3 | 205.3 | 34,100 | 81.0         | 257   | 170               | 2,240,000 | 6,430            | 110             | 1.55                  | 35.5                        |
| C16         | 5240 | 154.9 | 167.6 | 217.7 | 33,100 | 51.9         | 389   | 257.5             | 2,485,000 | 13,150           | 62.9            | 4.08                  | 64.7                        |
| C17         | 5270 | 150.9 | 164.3 | 217.0 | 34,900 | 54.7         | 389   | 257.5             | 2,500,000 | 12,520           | 65.6            | 3.92                  | 63.7                        |
| C18         | 5280 | 142.3 | 156.8 | 216.7 | 37,500 | 62.0         | 369   | 244               | 2,510,000 | 11,250           | 72.6            | 3.36                  | 58.5                        |
| C19         | 5320 | 132.3 | 148.1 | 215.9 | 40,600 | 70.2         | 353   | 234               | 2,520,000 | 9,960            | 81.5            | 2.87                  | 54.1                        |
| C20         | 5620 | 118.8 | 133.1 | 204.7 | 38,200 | 73.5         | 317   | 210               | 2,680,000 | 8,420            | 109.4           | 2.09                  | 45.2                        |
| C21         | 6720 | 122.2 | 135.9 | 204.3 | 43,900 | 69.2         | 387   | 256               | 3,135,000 | 10,620           | 95.6            | 2.68                  | 56.9                        |
| C22         | 8240 | 124.1 | 137.0 | 204.4 | 47,900 | 67.3         | 434   | 287               | 3,105,000 | 12,850           | 93.3            | 3.08                  | 63.2                        |

Tomando logaritmos de ambos lados,

$$C12: 2.2810 = \log \alpha + 4.0086p + 1.7618q$$

$$B12: 2.5514 = \log \alpha + 4.4055p + 1.5172q$$

$$B4: 1.9004 = \log \alpha + 3.6045p + 1.6170q$$

Eliminando las incógnitas una por una se obtiene  $\alpha = 0.00682$ ,  $p = 0.93$  y  $q = 0.407$ , la ecuación final es

$$\frac{h_1 D}{k} = 0.00692 \left( \frac{DG}{\mu} \right)^{0.93} \left( \frac{c_p}{k} \right)^{0.407}$$

Cuando la ecuación se va a usar frecuentemente, puede simplificarse fijando  $q$  como la raíz cúbica del número de Prandtl y resolviendo los nuevos valores de  $\alpha$  y  $p$ . La ecuación simplificada será

$$\frac{h_1 D}{k} = 0.0089 \left( \frac{DG}{\mu} \right)^{0.93} \left( \frac{c_p}{k} \right)^{1/3}$$

**Selección gráfica.** Para correlación de un gran número de puntos el método gráfico es preferible. Escribiendo la Ec. (3.26)

$$\frac{h_1 D}{k} \left( \frac{c_p}{k} \right)^{-q} = \alpha \left( \frac{DG}{\mu} \right)^p \quad (3.39)$$

que es una ecuación de la forma

$$y = ax^p \quad (3.40)$$

Tomando logaritmos de ambos lados

$$\log y = \log \alpha + p \log x$$

la cual se reduce en coordenadas logarítmicas a una ecuación de la forma

$$y = \alpha + px \quad (3.41)$$

En coordenadas logarítmicas el grupo  $(h_1 D/k)(c_p/k)^{-q}$  es la ordenada  $y$  en la Ec. (3.41), el número de Reynolds es  $x$ ,  $p$  es la pendiente de los datos cuando se grafican  $y$  vs.  $x$ , y  $\alpha$  es el valor de la intersección cuando

$$p \log x = 0$$



lo que ocurre cuando el número de Reynolds es 1.0. Para graficar valores de  $j_h = (h_i D/k)(c_p/h)^{-1/4}$ , se debe suponer el exponente  $q$ . El valor más satisfactorio de estos valores supuestos será el que permita que los datos se grafiquen con la menor desviación de una línea recta. Se debe suponer un valor de  $k$  para una serie completa de experimentos, y  $j_h$  se computa de acuerdo con esto. Este es un método más satisfactorio que la solución algebraica, particularmente cuando se correlacionan un gran número de pruebas de diferentes aceites y tuberías. Si  $q$  se supone demasiado grande, los datos se separarán cuando se grafican de  $y$  vs.  $x$ . Si  $q$  se supone demasiado pequeña, los datos no se separarán, pero darán una desviación grande produciendo una curva. Como paso preparatorio a una solución gráfica, la corrida B1 en la Tabla 3.3, se computa completamente de los datos observados. La corrida B1 consiste de una prueba empleando gasóleo de 36.8° API en un tubo de  $\frac{1}{2}$  plg IPS.

*Datos observados en la prueba:*

Peso del gasóleo,  $w = 722$  lb/h

Temperatura del aceite en la entrada,  $t_1 = 77.1^\circ\text{F}$

Temperatura del aceite a la salida,  $t_2 = 106.9^\circ\text{F}$

Temperatura promedio de la superficie exterior del tubo,

$t_o = 210.1^\circ\text{F}$

*Datos físicos y resultados calculados:*

Carga térmica, Btu/h:

$$\text{Temperatura promedio del aceite} = \frac{77.1 + 106.9}{2} = 92.0^\circ\text{F}$$

Calor específico promedio,  $c = 0.472$  Btu/(lb)(°F)

$$Q = wc(t_2 - t_1) = 722 \times 0.472(106.9 - 77.1) = 10\,150 \text{ Btu/h}$$

Temperatura del tubo en la superficie interna,  $t_s$ :

D.I. de tubo de  $\frac{1}{2}$  plg IPS = 0.62 plg; D.E. = 0.84 plg

Longitud, 10.125 pies; superficie, 1.65 pie<sup>2</sup>

Conductividad térmica del acero, 35 Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F/pie)

$$Q \text{ por pie lineal, } q = \frac{10\,150}{10.125} = 1\,007 \text{ Btu}$$

$$t_s = t_o - \frac{2.3q}{k} \log \frac{D_2}{D_1} = 210.1 - \frac{2.3 \times 1\,007}{2 \times 3.14 \times 35} \log \frac{0.84}{0.62} = 208.7^\circ\text{F}$$

$\Delta t_1$  en expresión  $Q = h_i A_1 \Delta t_1$ :

Entrada,  $\Delta t_2 = 208.7 - 77.1 = 131.6^\circ\text{F}$   
Salida,  $\Delta t_1 = 208.7 - 106.9 = 101.8^\circ\text{F}$

$$\Delta t_1 = \text{LMTD} = \frac{131.6 - 101.8}{2.3 \log(131.6/101.8)} = 115.7^\circ\text{F} \quad (3.36)$$

$$h_i = \frac{Q}{A_1 \Delta t_1} = \frac{10\,150}{1.65 \times 115.7} = 53.6 \text{ Btu/(h)(pie}^2\text{)(}^\circ\text{F)}$$

La conductividad térmica del aceite se considerará constante a 0.078 Btu/(h)(pie<sup>2</sup>)(°F/pie)

Número de Nusselt,  $Nu = \frac{h_i D}{k} = \frac{53.6 \times 0.62}{0.078 \times 12} = 35.5$ , adimensional

$$\text{Masa velocidad, } G = \frac{w}{\pi D^2/4} = \frac{722}{(3.14 \times 0.62^2)/(4 \times 12)} = 342\,000 \text{ lb/(h)(pie}^2\text{)}$$

La viscosidad de la Fig. 3.8 a 92°F es 3.22 centipoises [grano-masa/100(cu)] o 3.22 × 2.42 = 7.80 lb/(pie)(h)

$$\text{Número de Reynolds, } Re = \frac{DG}{\mu} = \frac{0.62}{12} \times 342\,000 \times \frac{1}{7.80} = 2280, \text{ adimensional}$$

$$\text{Número de Prandtl, } Pr = \frac{c_p}{k} = \frac{0.472 \times 7.80}{0.078} = 47.2, \text{ adimensional}$$

Suponiendo valores de  $q$  de 1.0 y  $\frac{1}{2}$  respectivamente,

Primer intento:  $j_w = Nu/Pr = 0.75$  graficado en la Fig. 3.9

Segundo intento:  $j_w = Nu/Pr^{1/4} = 9.83$  graficado en la Fig. 3.10

Los valores del primer intento en los cuales la ordenada es  $j_w = \frac{h_i D}{k} \left/ \left( \frac{c_p}{k} \right)^{1/4} \right.$  para un valor supuesto de  $q = 1$ , se grafican en

la Fig. 3.9 donde resultan dos líneas distintas, una para cada aceite. El objeto de una buena correlación es proveer una ecuación para un gran número de líquidos, y esto puede alcanzarse ajustando el exponente del número de Prandtl. Suponiendo un valor de  $q = \frac{1}{2}$

y graficando la ordenada  $j_w = \frac{h_i D}{k} \left/ \left( \frac{c_p}{k} \right)^{1/2} \right.$ , es posible obtener una



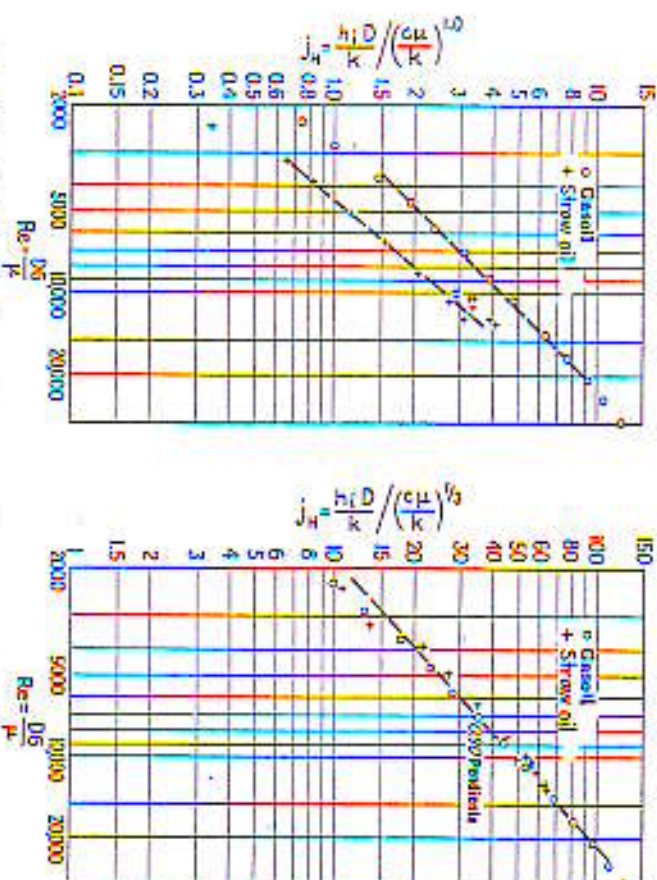


Fig. 3.9. Gráfica de  $Re$  vs.  $h$ , con exponente de Prandtl = 1.0

Fig. 3.10. Gráfica de  $Re$  vs.  $h$ , con exponente de Prandtl =  $1/3$

sola línea recta como se muestra en la Fig. 3.10. Trazando la mejor línea recta a través de los puntos de la Fig. 3.10, la pendiente puede ser medida en la misma forma que en las coordenadas rectangulares, que en el caso particular presente se encuentra que es 0.90. Extrapolando la línea recta hasta que el número de Reynolds es 1.0, se obtiene  $\alpha = 0.0115$  en la intersección. La ecuación para todos estos datos es

$$\frac{h_c D}{k} = 0.0115 \left( \frac{D G}{\mu} \right)^{0.90} \left( \frac{c_p \mu}{k} \right)^{1/3} \quad (3.42)$$

Un valor de  $q = 0.40$  causaría menor inclinación y una desviación más pequeña. La correlación de estos datos no debe ser confinada al calentamiento o enfriamiento de líquidos separadamente. Es completamente posible combinar ambos tipos de datos en una sola correlación, llamada ecuación isotérmica de transferencia de calor, pero este procedimiento involucra consideraciones adicionales que se diferirán hasta el Cap. 5.

**Correlación de la fricción de fluidos en tuberías.** Cuando un fluido fluye en una tubería isotérmicamente, experimenta una disminución