

Fig. 1—Modified Reynolds number-friction factor plot for packed beds.
Fig. 1a—Plot of Reynolds number vs. state-of-flow factor n .

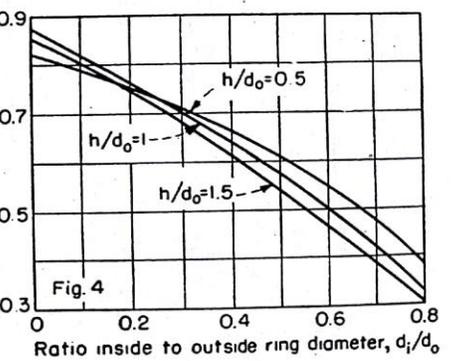
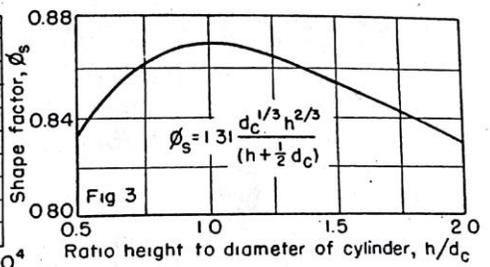


Fig. 3—Shape factor plot for cylinders.
Fig. 4—Shape factor plot for rings.

Flujo de Fluidos a través de Lechos empacados

Los Cálculos de caída de presión en lechos fijos y fluidizados se requieren para muchos diseños en ingeniería química.

Max Leva, Ingeniero Químico, División de investigación y desarrollo, Oficina de combustibles líquidos sintéticos. U. S. Departamento de minas, Bruceton, Pa.

Es de interés para un amplio grupo de ingenieros (investigadores), el estudio de las leyes del flujo de fluidos a través de columnas empacadas. En la mayoría de los casos, los problemas que surgen son de naturaleza práctica y generalmente se relacionan con determinar la capacidad de flujo óptima de un sistema para: el sistema de bombeo, equipo inicial, y costos de mantenimiento. Como ejemplo, considere un reactor empacado de 6 ft de diámetro operando con un flujo descendente de gas y una caída de presión de 1 psi. Esta condición requiere que los soportes del catalizador sean diseñados para el peso de la carga (del empaque catalizador), y adicionalmente para resistir una fuerza de $36 \times 0.785 \times 144 = 4\,075 \text{ lbf}$ ($D_t \times \pi/4 \times 1 \text{ lbf/pulg}^2 \times 144$). Como resultaría lógico, suponiendo que el lecho y las condiciones de flujo fueran tales como para requerir una caída de presión de 10 psi, la carga debida a la caída de presión sería de 40 750 lbf, incrementando el costo de la estructura de los soportes, así como también el equipo de bombeo y auxiliar.

Las columnas empacadas empleadas en la industria se pueden dividir en los siguientes tipos:

1. Lechos fijos
 - a. Sistemas sólido-gas
 - b. Sistemas sólido-líquido
2. Lechos móviles
 - a. Sistemas sólido-líquido-gas

Ejemplos típicos de lechos fijos sistema sólido-gas son los reactores catalíticos los cuales se usaron en el proceso de síntesis Fisher-Tropsch (producción de hidrocarburos y alcohol), el proceso de extracción más

antiguo y común involucra la destilación destructiva o pirólisis. En este proceso el HC Shale es calentado en ausencia de oxígeno hasta que su Kerógeno se descompone en vapores condensables de Shale y gas 'Shale' combustible no condensable, El tostado es un paso en la transformación de ciertos minerales metálicos. Específicamente, el tostado es un proceso metalúrgico con reacciones sólido-gas a temperaturas elevadas con el fin de purificar el componente metálico, la combustión del carbón y del coke en lechos combustibles, y operaciones de altos hornos.

Probablemente las aplicaciones más importantes en lechos fijos del sistema sólido-líquido son aquellas de filtración de agua, flujo de petróleo crudo a través de estratos de arena, el lavado de carbón, y la lixiviación.

Los lechos móviles se emplean en el proceso TCC y en los calentadores Pebble. La última clase comprende torres de fraccionamiento, absorbedores, Depuradores, y muchos otros tipos de equipo para ingeniería química. El flujo simultáneo de gas natural y crudo a través de arenas y rocas es también de interés en la prospección de crudo y gas.

CARACTERÍSTICAS D LECHOS EMPACADOS

En esta publicación, la discusión del flujo de fluidos estará en relación con el diseño y operación de equipo., descartando consideraciones de flujo a través de estratos de rocas, lechos de arena conformados espontáneamente, y situaciones parecidas. En los reactores químicos, es deseable disponer del máximo espacio y máxima utilización del catalizador. Esto, requiere no únicamente una densidad del empacado alta, además una reducción y posible eliminación del fenómeno conocido como canalización. Un lecho con canalización tiene una configuración que fuerza a que el fluido circule por los canales que ocasiona un flujo desproporcionado en ellos, y reduzca el contacto con la mayor parte del catalizador. Como resulta conocido, dicho fenómeno se debe a la falta de uniformidad en la densidad del empacado, que se produce por la forma de acondicionar los elementos individuales del empacado durante la instalación. Al preparar un lecho empacado se debe tener cuidado, para obtener una densidad del empacado uniforme y evitar así, reducir el recorrido a través del empaque y la formación de centros de alta densidad, que, debido a su mayor resistencia al flujo ocasionan canalización en ciertas porciones del lecho. Berg et al.² reportó que, en algunos reformadores comerciales, la canalización redujo la eficiencia del lecho de catalizador en aproximadamente 55%.

Probablemente, el factor con mayor influencia de la resistencia al flujo es la fracción de huecos en el lecho ϵ . Así, en determinadas condiciones constantes de: masa velocidad G , diámetro de partícula d_p , y propiedades físicas de los fluidos, una reducción en la porosidad ϵ desde 50 a 40 por ciento, pueden aumentar al doble la resistencia al flujo a través del lecho. Puesto que tales variaciones en la porosidad son comunes entre los diferentes materiales de empacado, resulta de interés investigar los factores que influyen en la densidad del empacado. Cualquier correlación generalizada en relación con el contexto anterior, debería ser de considerable valor para estimar capacidad de flujo de sistemas empacados y de los recipientes para soportar el catalizador.

HUECOS EN EMPACADOS TÍPICOS

Los resultados de tal estudio se muestran en la Fig 2. La fracción de huecos del lecho está graficada contra la relación diámetro de la partícula a diámetro del tubo. Para hacer la correlación más valiosa para el trabajo de catálisis, se investigaron las características de los tipos de empaque mas usados, p.ej. esféricas, cilíndricas, y granulares. Los lechos individuales se prepararon vertiendo lentamente los empaques en los recipientes desde 0.375 a 4 pulg de diámetro.

Con el propósito de aproximar las “densidades de empaqueo reales”, las cuales se establecen eventualmente, debido a la vibración del equipo en unidades comerciales, los lados del tubo fueron golpeados con un martillo durante un tiempo suficientemente extenso, para que, en esas condiciones, se establezca una densidad máxima.

La inspección de la Fig 2, indica que la forma de la partícula y la rugosidad superficial son factores

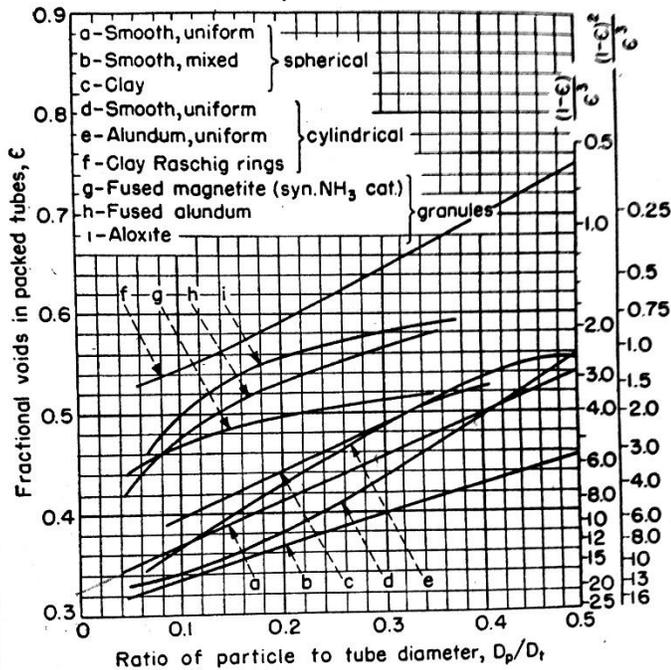


Fig. 2—Voids in tubes packed with various materials, for various ratios of particle diameter to tube diameter.

significativos en la determinación de la porosidad. Este efecto se observa al comparar formas similares de varias rugosidades (desde vidrio hasta aloxita). Las curvas de la Fig 2 incorporan el efecto de pared y son lo suficientemente precisas para el trabajo usual de ingeniería comercial.

Para partículas esféricas y cilíndricas, el diámetro de partícula D_p es el diámetro de una esfera con un volumen equivalente. Para material granular D_p se calcula de acuerdo con $D_p = \sqrt{d_1 + d_2}$, donde d_1 y d_2 son diámetros de tamices de tamaño adyacente, (de aberturas clasificadas). Para mezclas de partículas, se obtienen resultados satisfactorios cuando el diámetro promedio se calcula de acuerdo a $D_p = (X \cdot d_p)_1 + (X \cdot d_p)_2 + \dots + (X \cdot d_p)_m$ donde X es el porcentaje peso de cualquier componente, d_p es el diámetro de cualquier componente (su equivalente esférico) y el subíndice 1, 2, ..., m son el número de

componentes m de la mezcla.

CORRELACIONES EN LECHOS EMPACADOS

1. Lechos fijos — Para flujo de líquidos o gases a través de lechos fijos, la ecuación:

$$\Delta P = \frac{2 \cdot f \cdot G^2 \cdot L \cdot (1 - \epsilon)^{3-n}}{D_p \cdot g_c \cdot \rho_F \cdot \phi^{3-n} \cdot \epsilon^3} \quad (1)$$

Ha sido acreditada por datos de corridas experimentales muy extensos^{2, 5, 6, 10, 13, 15, 19}, realizadas dentro de un rango que comprende desde arena de malla 400 y mas pequeña, hasta partículas como silletas Berl y empaques de anillos complicados.

En la Fig 1 se muestra una gráfica que relaciona el factor de fricción modificado f , con el número de Reynolds modificado $Re_m = D_p \cdot G/\mu$. Para un número de $Re_m < 10$ el flujo es laminar. El rango $10 < Re_m < 100$ se refiere como flujo de transición, mientras que flujos caracterizados por $Re_m > 100$ se consideran como turbulentos.

Las investigaciones del efecto de la rugosidad de superficie sobre la caída de presión¹³ han indicado un efecto que destaca dentro del rango turbulento, tal y como se observa en la Fig 1 en las tres curvas que se muestran. Sobre las curvas en dicha región, aparecen ecuaciones aproximadas para el factor f . El factor de

rugosidad no interviene en la región laminar, tal como se muestra en la curva única que aparece en la zona y su ecuación.

Estos resultados son análogos para el flujo a través de conductos vacíos, donde la rugosidad de pared se ha encontrado como un factor importante en la región turbulenta.¹⁸ Una diferencia notable del flujo entre un lecho empacado y un conducto vacío, se encuentra en la región de transición. En recipientes vacíos, la naturaleza de flujo cambia abruptamente de laminar a turbulento a números de Reynolds mayores de 2100, mientras que la transición que ocurre en tubos empacados es gradual.

Substituyendo las expresiones adecuadas para f , (tal como se facilitan en la Fig 1), en la ecuación general (1), se obtiene para flujo laminar:

$$\Delta P = \frac{200 \cdot G \cdot L \cdot \mu \cdot (1 - \varepsilon)}{D_p^2 \cdot g_c \cdot \rho_F \cdot \Phi_s^2 \cdot \varepsilon^3} \quad (2)$$

Y para flujo turbulento sobre partículas lisas (después de una ligera aproximación)

$$\Delta P = \frac{3.50 \cdot G^{1.9} \cdot L \cdot \mu^{0.1} \cdot (1 - \varepsilon)}{D_p^{1.1} \cdot g_c \cdot \rho_F \cdot \Phi_s^{1.1} \cdot \varepsilon^3} \quad (3)$$

Para el rango transicional ($10 < Re_m < 100$), la caída de presión se estima mejor a partir de la ecn (1), tomando f de la Fig 1 y el factor de flujo n de la Fig 1^a.

NOMENCLATURA

A	= Area de la superficie de partícula de forma arbitraria, sq ft.
Da	= Diámetro promedio de partícula en un lecho, por el método del recíproco promedio, ft.
D _p	= Diámetro de una esfera con un volumen equivalente, ft.
D _t	= Diámetro del tubo, ft.
G	= Masa velocidad basada sobre la sección transversal del recipiente, lb/(seg) · (sq ft)
L	= Altura de la columna empacada, ft.
Re	= Número de Reynolds convencional, D _t ·G/μ, adimensional.
Re _m	= Número de Reynolds modificado, D _p ·G/μ, adimensional
Re _m '	= Número de Reynolds modificado, D _p ·G·(1-ε)/μ, adimensional.
V	= Volúmen de una partícula individual, cu.ft.
X	= Fracción peso de un componente en una mezcla.
-d ₁ ,d ₂ ,d _m	= Diámetros de los componentes individuales en una mezcla, ft.
- f	= Factor de fricción modificado en la ec. (1), adimensional.
- f _m	= factor de fricción modificado en la Ec.(4), adimensional.
- g _c	= factor de conversión, 32.17 (lbm/lbf) · (ft/seg ²).
- n	= Estado del factor de flujo a partir de la Fi.(1), adimensional.
ΔP	= caída de presión, lbf/sq. Ft.
- ε	= fracción de huecos en el lecho, adimensional.
Φ _s	= factor de forma, 4.87 · V ^{2/3} /A, a partir de las Figs. (3) y (4), adimensional.
ρ _F	= densidad del fluido, lb/cu.ft.
μ	= viscosidad del fluido, lb/(ft·seg)

INFLUENCIA DEL FACTOR DE FORMA

En las ecuaciones anteriores, la consideración del factor de forma Φ es de interés y se tratará a continuación. Por definición, $\Phi = 4.87 \cdot V^{2/3} / A$. Para partículas esféricas, $\Phi = 1.0$, mientras que para otras formas, $\Phi < 1.0$. Si las dimensiones de una partícula promedio está disponible, Φ , puede calcularse para cualquier lecho en particular. Las Figs 3 y 4 dan los factores de forma para cilindros y anillos convencionales utilizados en trabajo industrial. Los factores de forma para la mayoría de gránulos utilizados en catálisis se encuentran dentro del rango comprendido entre 0.56 y 0.85. Así, mediciones de Φ (hechas por observación de la caída de presión),

para magnetita, (referidas en la Fig 2), proporcionaron valores de \emptyset de aproximadamente 0.58; mientras que, para partículas mas redondeadas de aloxita, el factor \emptyset es aproximadamente 0.85 .

Para catalizadores y arenas finamente trituradas, los factores de forma varían entre límites similares. Igual que en el caso de gránulos grandes, los factores de forma y área superficial externa de las partículas pueden ser calculadas observando la caída de presión a través de lechos específicos. Si los datos respectivos de ΔP , D_p , ϵ , .. *etc* , son sustituidos en la ecuación (1), ésta puede ser resuelta para \emptyset_s . Aunque éste método dá buenos resultados, requiere de equipo adaptado para experimentar, lo que no siempre esta disponible. Por lo tanto, para los cálculos de proceso usuales es recomendable que, las estimaciones del factor de forma sean hechas por comparación visual con partículas de factor de forma conocido.^{3, 15, 16}

La porosidad en lechos granulares finos (mayor a malla 400), usualmente varían entre el rango de 40 a 60 por ciento¹⁶ dependiendo principalmente de la reducción de tamaño y forma.

La *ecn* (1) y sus modificaciones ¹⁸ se aplica también a mezclas de tamaños. El método de calcular el diámetro de partícula ya se estableció previamente.

2 LECHOS MÓVILES – La primer correlación de datos obtenida para lechos móviles ha sido sugerida por Happel¹². Este investigador estudió el flujo de aire a través de una amplia variedad de sólidos fluyendo por columnas experimentales de 2 a 10 pulg de diámetro.

Recurriendo a una gráfica con factor de fricción modificado, Happel arribo a las siguientes correlaciones generalizadas:

$$\Delta P = \frac{2 \cdot f_m \cdot G^2 \cdot L \cdot (1 - \epsilon)^3}{D_a \cdot g_c \cdot \rho_F} \quad (4)$$

Graficando la curva de factor de fricción modificado para, f_m vs $Re_m = D_a \cdot G \cdot (1 - \epsilon) / \mu$, Happel encontró que para $Re_m < 3$, $f_m = 163/Re_m$ y que para $Re_m > 300$, $f_m = 207/Re_m^{0.22}$. Para el rango intermedio entre 3 y 300 se debe utilizar el gráfico de factor de fricción de Happel junto con la ecuación (4). En esta ecuación el diámetro promedio de partícula $D_a = 100 / \left[(X/d_p)_1 + (X/d_p)_2 + \dots + (X/d_p)_m \right]$.

3 SISTEMAS SÓLIDO-LÍQUIDO-GAS - Para sistemas de este tipo se han sugerido²⁰ varios factores empíricos así como también ecuaciones⁸ , que permiten estimar la caída de presión del fluido a través de empaques de anillos y silletas. Las ecuaciones son de la forma:

$$\Delta P = U_0^n \cdot p^{n/2} / (a - b \cdot \sqrt{L})^n \quad (5)$$

Donde ΔP es la caída de presión en pulgadas de agua por cada ft de longitud de empaqueo; U_0 la velocidad superficial del gas, *ft/min*; $L =$ *gasto de líquido por sq ft* ; $\rho =$ *densidad del gas ft³/min*; $n =$ *a constante aprox 2.0*; a y b constantes que se proporcionan para algunos empaques en tabla siguiente:

Empaques	a	b
Silletas Berl 1 pulg	105	11
" " 1 1/2	142	14
Anillos Raschig 1 1/2	130	13
Rejillas de goteo N° 6146	410	36.6

Otra aproximación con mayor razonamiento, aunque colaboradora, para el cálculo de la caída de presión a través de sistemas líquido-gas empacados, ha sido presentada por Brownell y Katz⁴. En su método, sitúa de una tolerancia para el efecto del gasto de líquido sobre: el factor de forma efectivo del empacado, la porosidad en el lecho y, además, por la rugosidad de superficie del material.

En general, se encuentra que, a una masa velocidad dada, la resistencia del flujo de gas a fluir a través de a través de lechos empacados mojados es mayor que la resistencia al flujo a través de un lecho seco. No se ha sugerido alguna explicación satisfactoria; parece que la principal razón para registrar caídas de presión mas altas se debe a una porosidad algo menor ocasionada por la retención de líquido. (holdup).

En torres irrigadas con flujo de gas, la location de los puntos de operación llamados loading e inundación son de interés particular. Abajo del punto de carga, la retención de líquido es relativamente independiente del flujo de gas. Si la columna se opera a gastos de gas mas altos, la retención de líquido aumentará rápidamente, aproximando así el punto de inundación. Para mayores detalles de estos tópicos, se refiere al lector a la literatura^{9, 17, 21, 22}.

CALCULANDO UN EJEMPLO

Se requiere calcular la caída de presión, para flujo de aire a través de un lecho de catalizador compuesto por pellets cilíndricos lisos. Estos pellets son de 5/16" de diámetro y 1/2" de altura. El recipiente es de 1.049 pulg de diámetro y el lecho de catalizador es de 11 1/8" de altura. La temperatura del aire 2s de 75 grados F. ($\mu = 0.000012 \text{ lb/ft} \cdot \text{s}$), la presión promedio es 16.45 psia y el gasto del flujo es de 43.6 lb/hr = 0.0121 lb/s. *Solución* – Los Pellets de catalizador tienen un volumen de $V = 0.785 \cdot (5/16)^2 \cdot (1/2) = 0.0384 \text{ pulg}^3$. Entonces, $D_p = (0.0384 \cdot 6/\pi)^{1/3} = 0.42 \text{ pulg}$ y $D_p/D_t = 0.42/1.049 = 0.401$. A partir de la Fig 2 curva (d), $\varepsilon = 0.50$. La relación de altura a diámetro de los pellets es $(1/2) \cdot (16/5) = 1.6$ de tal forma que, de la Fig 3, $\phi_s = 0.852$. La densidad del aire es $\rho_F = (29/359) \cdot (492/535) \cdot (16.45/14.7) = 0.083 \text{ lb/ft}^3$ y su masa velocidad es $G = 0.0121 \cdot 144/(0.785 \cdot 1.09^2) = 2.04 \text{ lb/(s} \cdot \text{ft}^2)$. Entonces el número de Reynolds modificado es $Re_m = D_p \cdot G/\mu = 0.42 \cdot 2.04/(12 \cdot 0.000012) = 5,900$ Puesto que el flujo es tubulento y el empacado es liso, la sustitución en la ecuación (3) da una caída de presión de $\Delta P = 1.99 \text{ lb/ft}^2$. El valor observado actual es $\Delta P = 2.28 \text{ lb/ft}^2$ y la porosidad observada actual es $\varepsilon = 0.56$

REFERENCIAS

1. Berg, C., Fawcett, P.N., and Dhondt, R.O., Chem. Eng. Progress, 43, 12, 719-730 (1947).
2. Blake, F.C., Trans. A.I. Ch. E., 14, 415 (1222).
3. Brownell, L.E. and Katz, D.L., Chem. Eng. Proress, 43, 10, 537-548 (1947).
4. Brownell, L.E. and Katz, D.L., Chem. Eng. Proress, 43, 11, 601-612 (1947).
5. Burke, S.P. and Plummer, W.B., Ind. Eng. Che., 20, 1196 (1928).
6. Carman, P.C., Trans. Int. Chem. Eng. (London), 15, 150-166 (1937).
7. Chilton, T.H. and Colburn, A.P., Ind. Eng. Chem., 23, 8, 913-919 (1931).
8. Clarke, L., "Manual for Process Engineering", Mac Graw Hill Book Co., New York, p. 413 (1947).
9. Elgin, J.C. and Weiss, F.B., Ind. Eng. Chem., 31, 435-445 (1939).
10. Fair, G.M. and Hatch, L.P., J. Amer. Water Works Assn., 25, 1551 (1933).
11. Furnas, C.C., U.S. Bureau of Mines Bul. 307 (1929).
12. Happel, J.D. S Thesis, Polytechnic Inst. Of Brooklyn, Sept. (1948).
13. Leva, M. and Grummer, M. Chem. Eng. Progress, 43, 11, 633-638 (1947).
14. Leva, M. and Grummer, M. Chem. Eng. Progress, 43, 121, 713-718 (1947).
15. Leva, M., Grummer, M., Weintrub, M., and Polichik, M., Chem. Eng. Progress, 44, 511-520 (1948).
16. Leva, M., Grummer, M., Weintrub, M., and Storch, H.H., Chem. Eng. Progress, 44, 707-716 (1948).
17. Lobo, W.E., Friend, L., Hashmall, F., and Zenz, F., Trans. A.I. Ch. E., 41, 693-710 (1945).
18. Nikuradse, J.V. D. I. Forschungsheft, N° 361 (1933)
19. Oman, A.O. and Watson, K.M., Nat. Petroleum News, 36, 44, R795-R802 (1944).
20. Perry, J.H., "Chemical Engineers Handbook", 2nd Edition, McGrawHill Book Co., New York, pp 831-833 (1941).
21. Sherwood, T.K., Shipley, G.H., and Halooway, F. A. L., Ind. Eng. Chem., 30, 765-769 (1938).
22. White, A.H., Trans. A.I. Ch. E., 31, 390-408 (1935).

El **tostado** es una etapa en el proceso metalúrgico de transformación de ciertos minerales. Implica reacciones sólido-gas a temperaturas elevadas para purificar el componente metálico.

El tostado consta de reacciones térmicas sólido-gas, que pueden incluir: oxidación, reducción, cloración, sulfatación, y piro-hidrólisis. En la tostación, el concentrado de mineral se trata con aire muy caliente. Este proceso se aplica generalmente a los minerales metálicos con azufre, como los sulfuros metálicos.

Hasta principios del siglo XX, el tostado se iniciaba por la quema de madera en la parte superior del mineral. Esto aumentaba la temperatura del mineral hasta el punto de que el azufre contenido pasaba a ser la fuente de combustible, y el proceso de tostado podía continuar sin fuentes de energía externas. Las primitivas tostaciones se realizaban en "hogares" abiertos, los tostadores, donde se agitaban manualmente, utilizando herramientas en forma de rastrillo para exponer el mineral sin tostar al oxígeno del aire para continuar la reacción