



Dr. Ing. Marco Solar Baeza
Prof. Departamento de Metalurgia

Fluidización: parámetros de operación

En la operación del lecho fluidizado es importante predecir los siguientes parámetros de funcionamiento:

- Pérdida de carga a través del lecho.
- Velocidad mínima de fluidización.
- Velocidad máxima de fluidización.
- Rango utilizable de velocidad de fluidización.
- Placa fluidizadora o distribuidor.
- Requerimientos de potencia.

Pérdida de carga a través del lecho

Como el lecho fluidizado se origina generalmente a partir de un lecho fijo, las expresiones que se aplican se derivan de las correlaciones de pérdida de carga, en función del flujo, a través de lechos de sólidos granulares.

En un lecho fijo de altura L a través del cual pasa una corriente de fluido, se registra una diferencia de presión ΔP_T (Fig. 1), la cual está formada por la presión hidrostática (ΔP_h) de la columna de fluido de altura L , la fricción entre el fluido y las partículas (ΔP_{f-p}) y la fricción entre el fluido y el tubo (ΔP_{f-t}).

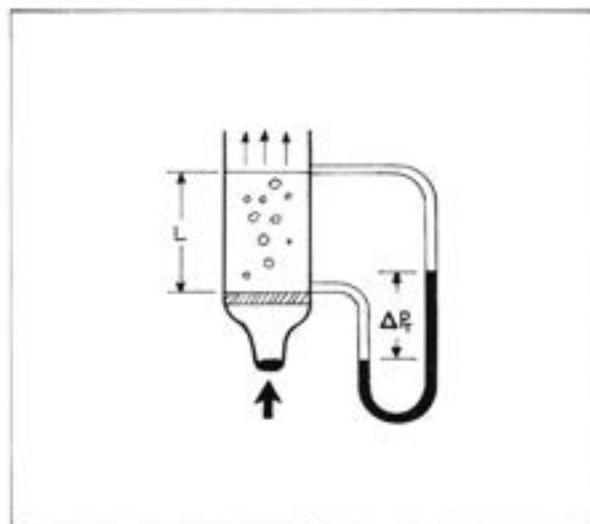


Figura 1.

En general, el término ΔP_{f-p} es muy superior al término ΔP_{f-t} , ya que el área interfasial fluido-partícula es muy superior al área fluido-tubo, despre-

ciando entonces este término, la expresión anterior se transforma en:

$$\Delta P_{f+p} = \Delta P_T - \Delta P_h \quad (2)$$

En el caso particular que el fluido sea un gas, la presión hidrostática es despreciable y, por lo tanto:

$$\Delta P_{f+p} = \Delta P_T \quad (3)$$

En la literatura especializada existen numerosas correlaciones para ΔP_{f+p} , siendo una de las más utilizada la de Ergun:¹⁰

$$\frac{\Delta P_{f+p}}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu u_o}{(\phi_s d_p)^2} + 1,75 \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \frac{\rho_f u_o^2}{\phi_s d_p} \quad (4)$$

En esta expresión ϵ representa la porosidad del lecho, es decir, la fracción del lecho ocupado por el fluido; μ es la viscosidad del fluido; u_o , la velocidad lineal del fluido medida en tubo vacío; ρ_f , la densidad del fluido; d_p , el diámetro equivalente de las partículas y ϕ_s , el factor de forma o esfericidad de las partículas.

Para el caso de partículas de tamaño único, el diámetro equivalente de la partícula se define como el diámetro de la esfera que tiene el mismo volumen que la partícula y el factor de forma como la razón entre la superficie de la esfera equivalente y la superficie de la partícula.

Para una partícula cúbica de arista "a", se tiene:

$$d_p = a \sqrt[3]{6/\pi}$$

$$\phi_s = \sqrt[3]{\pi/6}$$

En el caso de partículas con distribución de tamaño debe usarse, en la correlación de Ergun, el promedio del producto $\phi_s d_p$, el cual viene dado por:

$$\overline{\phi_s d_p} = \left[\sum_{\text{todas las fracciones } i} \frac{\omega_i}{\phi_{si} d_{pi}} \right]^{-1} \quad (5)$$

Donde ω_i es la fracción en peso de tamaño d_{pi} con factor de forma ϕ_{si} .

La expresión (4) es válida para lechos de sólidos granulares colocados al azar y tiene una confiabi-

lidad de $\pm 25\%$, no siendo aplicable para lechos rellenos no al azar.

La pérdida de carga anterior está formada por dos términos, la pérdida en régimen viscoso y la pérdida en régimen turbulento.

Para Reynolds bajos predomina el término viscoso y la expresión se reduce a:

$$\frac{\Delta P_{f+p}}{L} = 150 \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} \frac{\mu u_o}{(\phi_s d_p)^2} \quad (6)$$

para

$$Re_p = \frac{d_p \rho_f u_o}{\mu} < 20 \quad (7)$$

donde:

Re_p = No de Reynolds para la partícula.

Para Reynolds altos debe considerarse sólo las pérdidas turbulentas

$$\frac{\Delta P_{f+p}}{L} = 1,75 \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \frac{\rho_f u_o^2}{\phi_s d_p} \quad (8)$$

$$Re_p > 1000$$

La porosidad para sólidos no esféricos y con distribución de tamaño, no puede estimarse en forma satisfactoria; influyen factores tales como el modo de cargar el sólido, su tamaño promedio, su curva de distribución. Por ejemplo, si la distribución es amplia, los finos pueden llenar los huecos formados entre las partículas grandes, disminuyendo considerablemente la porosidad. Ya que la porosidad es una magnitud que debe determinarse experimentalmente para cada sólido en particular, no se hace necesario entonces, buscar correlaciones.

La esfericidad de diversos materiales ha sido determinada por varios autores (2,3,4), encontrándose que los valores de esfericidad varían entre 0,5 y 0,7 para materiales tales como arena, sílice, carbón pulverizado, catalizadores, etc.

Velocidad mínima de fluidización.

El comienzo de la fluidización se produce cuando las fuerzas de fricción que ejerce el fluido sobre las partículas son iguales al peso de las partículas;

aplicando la expresión (4) se tiene:

$$\frac{\Delta P_{f,p}}{L_{mf}} = (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_p - \rho_f) g =$$

$$150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^2} \frac{\mu u_{mf}}{(\phi_s d_p)^2} +$$

$$1,75 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} \frac{\rho_f u_{mf}^2}{(\phi_s d_p)} \quad (9)$$

Donde el subíndice m.f. señala las condiciones en el mínimo de fluidización, o estado de fluidización incipiente.

Esta expresión puede escribirse también como:

$$\frac{1,75}{\phi_s^3 \epsilon_{mf}^3} Re_p^2 + 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} Re_p =$$

$$\frac{d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f) g}{\mu^2} \quad (10)$$

Si no se conocen los valores de ϵ_{mf} y ϕ_s , puede usarse la aproximación de Wen y Yu (5), quienes encontraron que para una gran variedad de sistemas se tiene que:

$$\frac{1}{\phi_s^3 \epsilon_{mf}^3} \approx 14$$

$$\frac{1 - \epsilon_{mf}}{\phi_s^2 \epsilon_{mf}^3} \approx 11$$

Reemplazando estos valores en la expresión (10) y resolviendo para Re_p :

$$Re_p = \frac{d_p u_{mf} \rho_f}{\mu} = [(33,7)^2 +$$

$$0,0408 d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f)]^{1/2} - 33,7 \quad (11)$$

Para partículas pequeñas

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_f) g}{1650 \mu} \quad Re_p < 20 \quad (12)$$

y para partículas grandes:

$$u_{mf} = \left[\frac{d_p (\rho_p - \rho_f) g}{24,5 \rho_f} \right]^{1/2} \quad Re_p > 1000 \quad (13)$$

Velocidad máxima de fluidización.

Si en un lecho fluidizado se aumenta la velocidad de pasada del fluido llega un momento en que el sólido es arrastrado fuera del lecho, cuando esto se produce la velocidad del fluido es aproximadamente igual a la velocidad terminal o velocidad de caída libre de las partículas, en el fluido considerado. Esta velocidad es la velocidad uniforme (o de equilibrio) que adquiere la partícula cuando cae libremente en el fluido en reposo; su valor se determina por un balance de fuerzas (Fig. 2).

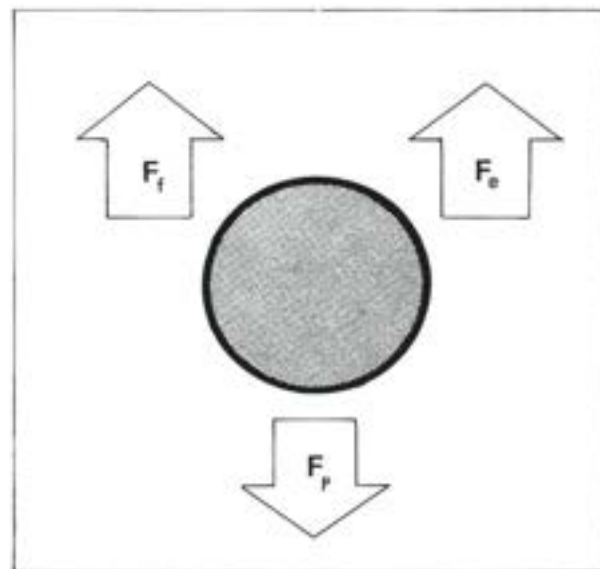


Figura 2.

Cuando una partícula cae libremente actúan sobre ella tres fuerzas:

La fuerza de gravedad o peso de la partícula (F_p), el empuje que el fluido ejerce sobre la partí-

cula (F_e) y la fuerza de roce entre el fluido y la partícula (F_f); la fuerza resultante (F_R) vale:

$$F_R = F_p - F_f - F_e \quad (14)$$

Cuando la partícula ha alcanzado la velocidad terminal $F_R = 0$ y

$$F_p = F_f + F_e \quad (15)$$

Reemplazando por sus valores:

$$\frac{1}{6} \pi d_p^3 \rho_p g = C_D \frac{\pi d_p^2}{4} \left(\frac{1}{2} \rho_f u_t^2 \right) + \frac{1}{6} \pi d_p^3 \rho_f g \quad (16)$$

Despejando la velocidad terminal:

$$u_t = \left[\frac{4g d_p (\rho_p - \rho_f)}{3\rho_f C_D} \right]^{1/2} \quad (17)$$

C_D es el coeficiente de arrastre, función del número de Reynolds, el cual se encuentra graficado⁶, en la literatura especializada.

Para el caso de partículas esféricas se tiene:

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad Re_p < 0.4$$

$$C_D = \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \quad 0.4 < Re_p < 500$$

$$C_D = 0.43 \quad 500 < Re_p < 200.000$$

Para partículas de cualquier forma la velocidad terminal puede estimarse con la ayuda de la figura 3⁷, donde se ha graficado, el grupo adimensional $C_D Re_p^2$ en función de Re_p y ϕ_s como parámetro.

De (17) se obtiene:

$$C_D Re_p^2 = \frac{4g d_p^3 \rho_f (\rho_p - \rho_f)}{3 \mu^2} \quad (18)$$

Con los valores conocidos de d_p , ρ_f , ρ_p y μ se calcula el número adimensional $C_D Re_p^2$ de acuerdo a (18), con este valor y la figura 3 se determina Re_p , del cual se puede calcular entonces u_t .

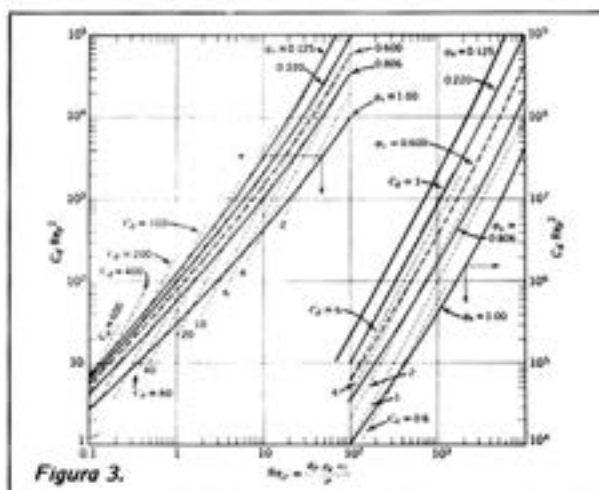


Figura 3.

Rango utilizable de velocidad de fluidización.

Para partículas de tamaño único el rango de operación de la velocidad de fluidización está comprendido entre la velocidad mínima de fluidización, expresión (10) y la velocidad terminal, expresión (17).

Para el caso de partículas pequeñas:

$$\frac{u_t}{u_{mf}} \approx 90 \quad (19)$$

y para partículas gruesas:

$$\frac{u_t}{u_{mf}} \approx 9 \quad (20)$$

Para sólidos con distribución de tamaño, el valor inferior del rango corresponde a la velocidad mínima de fluidización de las partículas de mayor tamaño y el valor superior del rango por la velocidad terminal de las partículas de menor tamaño. De acuerdo a (12) para partículas finas la velocidad mínima de fluidización varía con el cuadrado del diámetro, por lo tanto, para este tipo de partículas la razón entre el diámetro de la partícula mayor y la menor no debe ser superior a 10 y para partículas gruesas de acuerdo a (13) la razón no debe ser superior a 100. Si estas razones son mayores, existe una gran posibilidad de que las partículas pequeñas sean arrastradas fuera del lecho, antes que las partículas grandes se fluidicen.

Pérdidas de carga en la placa fluidizadora.

La experiencia señala que la calidad de la fluidización depende principalmente del tipo de distribuidor o placa de fluidización utilizada. Los hechos observados son los siguientes: Cuando la placa tiene pocas aberturas la densidad del lecho (o ΔP a través del lecho) fluctúa apreciablemente en el

tiempo para todos los flujos de gas utilizados, aunque más severamente a velocidades altas; la densidad del lecho varía con la altura ($\Delta P/L$ no es constante a través del lecho) y el acanalamiento (by pass) puede ser considerable. Cuando la placa posee múltiples aberturas, la fluctuación de la densidad del lecho es despreciable a bajas velocidades, pero se hace importante a altas velocidades. La densidad del lecho es más uniforme en función de la altura, las burbujas son pequeñas y el contacto gas-sólido es más íntimo, con menos acanalamiento del gas.

Aunque las placas porosas dan una mejor calidad de fluidización, desde el punto de vista industrial tienen el problema de la alta pérdida de carga, además esta alta pérdida de carga puede impedir la circulación de sólidos en lechos multi-etapas.

En el diseño de una placa de fluidización se determina primero el ΔP_T disponible y considerando esto se selecciona el tipo de placa antes de entrar a un diseño más detallado.

La práctica demuestra que la placa de fluidización debe tener una pérdida de carga suficiente para producir un flujo igual en todas las aberturas. Es necesario, por lo tanto, que la pérdida de carga a través del distribuidor sea considerablemente mayor que la resistencia inherente al rearmiento del gas de entrada. Como una primera aproximación, la resistencia al rearmiento puede tomarse dentro del orden de magnitud de las pérdidas por expansión cuando el gas pasa de la conexión de entrada al lecho. Richardson⁸ sugiere que la razón entre el distribuidor y la pérdida por expansión debe tomarse igual a 100. Agarwal⁹ estima que la pérdida de carga en el distribuidor debe ser el 100% de la pérdida de carga a través del lecho, con un mínimo en todos los casos de 35 cm H_2O .

Las placas perforadas pueden ser diseñadas directamente de la teoría de orificios y ya que la pérdida de carga es una pequeña fracción de la presión total, podemos usar el siguiente procedimiento simplificado:

1. Se determina la pérdida de carga necesaria en el distribuidor de acuerdo a los criterios anteriores.
2. Se calcula el número de Reynolds para el flujo total que llega a la placa y se determina el valor del coeficiente de orificio C_D de la figura 4. La curva es para una área libre en el distribuidor < 100%.
3. Se determina la velocidad de fluido a través del orificio, en las condiciones de densidad y temperatura con que el gas llega a la placa, de acuerdo a:

$$u_{orif.} = C_D \left(\frac{2 \Delta P_{placa}}{\rho_f} \right)^{1/2} \quad (21)$$

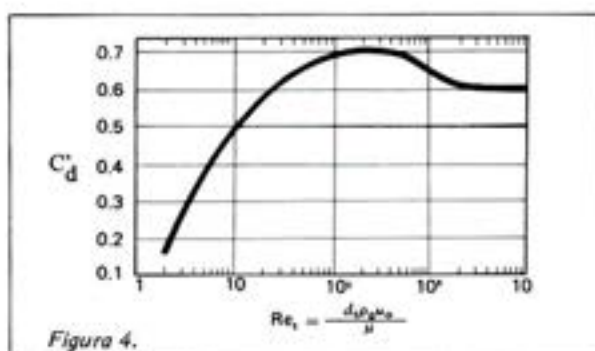


Figura 4.

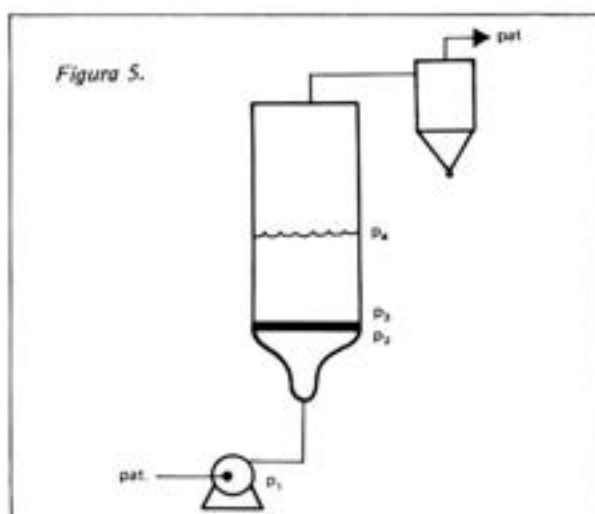
La razón u_o/u_{orif} da la fracción de área libre en la placa de distribución.

4. Se escoge N_{orif} , el número de orificios por unidad de área del distribuidor y se calcula el diámetro correspondiente del orificio con la relación:

$$d_{orif} = \left[\frac{4}{\pi} \frac{u_o}{u_{orif} N_{orif}} \right]^{1/2} \quad (22)$$

Requerimientos de potencia.

El requerimiento de potencia es un factor de importancia en cualquier proceso de fluidización, ya que en algunos casos este parámetro puede indicar cuándo es factible o no el proceso. Por esta razón, al iniciar la factibilidad de un proceso en particular, es necesario hacer una primera aproximación del requerimiento de potencia.



De acuerdo a la figura 5 tenemos

$$\begin{aligned} p_1 - p_{at} &= \Delta P \text{ compresor} &= \Delta P_c \\ p_1 - p_2 &= \Delta P \text{ fricción} &= \Delta P_f \\ p_2 - p_3 &= \Delta P \text{ placa} &= \Delta P_p \\ p_3 - p_4 &= \Delta P \text{ lecho} &= \Delta P_l \\ p_4 - p_{at} &= \Delta P \text{ sistema limpieza} &= \Delta P_{s.l.} \end{aligned}$$

Es fácil ver que:

$$\Delta P_c = \Delta P_f + \Delta P_p + \Delta P_l + \Delta P_{s.l.} \quad (23)$$

$\Delta P_{s.l.}$ es la pérdida de carga a través del sistema de limpieza de los gases, y depende del tipo de equipo seleccionado, filtros, ciclones, etc., del flujo volumétrico y del contenido de sólidos.

ΔP_l es la pérdida de carga a través del lecho e igual al peso del lecho por unidad de sección del lecho.

ΔP_p es la pérdida de carga a través de la placa fluidizadora, y depende del tipo de placa y del flujo volumétrico.

ΔP_f es la pérdida de carga desde la salida del compresor hasta la placa fluidizadora.

Si consideramos que el fluido se comporta como un gas ideal y que la compresión es adiabática, la potencia recibida por el gas es:

$$P_{fl} = \frac{\gamma}{\gamma - 1} p_{at} Q_{at} \left[\left(\frac{p_1}{p_{at}} \right)^{\frac{\gamma - 1}{\gamma}} - 1 \right] \quad (24)$$

Q_{at} , flujo volumétrico medido a p_{at} y T_{at}
 $\gamma = C_p/C_v$

Si η es la eficiencia del compresor, el requerimiento real es

$$P_{real} = \frac{P_{fl}}{\eta} \quad (25)$$

Ejemplo

Se quiere fluidizar una columna de 60 cm de diámetro y 150 cm de alto de partículas esféricas con el siguiente análisis granulométrico:

Mallas	Peso retenido (gr)
+ 65	0
- 65 + 100	60
- 100 + 150	150
- 150 + 200	240
- 200 + 270	120
- 270 + 450	30
- 450	0

El fluido a utilizar es aire y la densidad del sólido $4,8 \text{ gr/cm}^3$.

Determinar la velocidad mínima de fluidización, el rango de fluidización y el requerimiento teórico de potencia.

Resolución

a) Calculamos el diámetro promedio de acuerdo a (5), pero para ello es necesario determinar primero la composición en peso.

Mallas	$d_{pi}(\mu)$	Peso retenido (gr)	ω_i
- 65 + 150	177,5	60	0,10
- 100 + 150	125,5	150	0,25
- 150 + 200	89,0	240	0,40
- 200 + 270	63,5	120	0,20
- 270 + 400	45,5	30	0,05
		Peso total	600
			1,00

$$\bar{d}_p = \left[\frac{0,1}{177,5} + \frac{0,25}{125,5} + \frac{0,40}{89} + \frac{0,20}{63,5} + \frac{0,05}{45,5} \right]^{-1}$$

$$\bar{d}_p = 88,51 (\mu)$$

b) Para el cálculo de u_{mf} empleamos la expresión (12).

$$\bar{d}_p = 88,51 \cdot 10^{-4} \text{ cm}$$

$$\rho_p = 4,8 \text{ gr/cm}^3$$

$$\rho_f = 1,2 \cdot 10^{-3} \text{ gr/cm}^3 \text{ (despreciable frente a } \rho_p)$$

$$g = 980 \text{ cm/seg}$$

$$\mu = 0,00018 \text{ poise (viscosidad del aire } p=1 \text{ at } t=20^\circ\text{C)}$$

$$u_{mf} = \frac{(88,51 \cdot 10^{-4})^2 \cdot 4,8 \cdot 980}{1650 \cdot 0,00018} = 1,24 \text{ cm/seg}$$

$$Re_p = \frac{88,51 \cdot 10^{-4} \cdot 1,24 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3}}{0,00018} = 0,073 < 20$$

luego la aplicación de (12) es correcta.

c) Para determinar el rango de fluidización: u_{mf} para partícula mayor, aplicando (12)

$$u_{mf} = \frac{(177,5 \cdot 10^{-4})^2 \cdot 4,8 \cdot 980}{1650 \cdot 0,00018} = 4,99 \text{ cm/seg}$$

$$Re_p = \frac{177,5 \cdot 10^{-4} \cdot 4,99 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3}}{0,00018} = 0,59 < 20$$

u_t para partícula menor, aplicando (17) y ensayando con

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad \text{para } Re_p < 0,4$$

la expresión (17) se transforma en:

$$u_t = \frac{g(\rho_p - \rho_f) d_p^2}{18 \mu}$$

$$u_t = \frac{980 \cdot 4,8 (45,5 \cdot 10^{-4})^2}{18 \cdot 0,00018} = 30,05 \text{ cm/seg}$$

$$Re_p = \frac{45,5 \cdot 10^{-4} \cdot 30,05 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3}}{0,00018} = 0,9$$

No se cumple la condición $Re_p < 0,4$; ensayando con

$$C_D = \frac{10}{\sqrt{Re_p}} \quad \text{para } 0,4 < Re_p < 500$$

La expresión (17) se transforma en:

$$u_t = \left[\frac{4}{225} \frac{(\rho_p - \rho_f)^2 g^2}{\rho_f \mu} \right]^{1/3} d_p$$

$$u_t = \left[\frac{4 \cdot 4,8^2 \cdot 980^2}{225 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3} \cdot 0,00018} \right]^{1/3} 45,5 \cdot 10^{-4}$$

$$u_t = 55,56 \text{ cm/seg}$$

$$Re_p = \frac{45,5 \cdot 10^{-4} \cdot 55,56 \cdot 1,2 \cdot 10^{-3}}{0,00018} = 1,69$$

luego la expresión es correcta.

La velocidad máxima que puede soportar el lecho es de 55,56 cm/seg, ya que ésta es la velocidad a la cual las partículas de diámetro 45,5 μ comienzan a ser arrastradas fuera de él. La velocidad mínima de fluidización calculada con el tamaño promedio de 88,51 μ e igual a 1,24 cm/seg es la velocidad a la cual comienza a fluidizar el lecho y la velocidad de 4,99 cm/seg para el tamaño de 177,5 μ es la velocidad a la cual todo el lecho debiera estar fluidizado.

d) Requerimiento teórico de potencia.

Como sistema de limpieza de los gases usaremos filtro de tela con $\Delta P_{s,1} = 10 \text{ cm H}_2\text{O}$.

Para el cálculo del peso de lecho por unidad de sección se puede considerar en primera aproximación para la mayoría de sólidos finos una porosidad de 0,40, luego:

$$\Delta P_1 = 150 \cdot 4,8(1 - 0,4) = 432 \text{ cm H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_p = 0,1 \Delta P_1 = 43,2 \text{ cm H}_2\text{O}$$

Podemos suponer una pérdida por fricción de 100 cm H₂O, luego:

$$\Delta P_c = 100 + 43,2 + 432 + 10 = 585,2 \text{ cm H}_2\text{O}$$

$$\Delta P_c = 0,6 \text{ atm}$$

Sobre la placa de fluidización necesitamos una velocidad lineal medida en tubo vacío que varía de 1,24 cm/seg a 55,56 cm/seg.

La sección del lecho es:

$$\Omega = \frac{\pi (60)^2}{4} = 2.827,4 \text{ cm}^2$$

El flujo variará entonces dentro de los siguientes límites:

$$(Q_{\min})_3 = 3,5 \text{ lt/seg} = 12,6 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$(Q_{\max})_3 = 157,1 \text{ lt/seg} = 565,5 \text{ m}^3/\text{hr}$$

Estos flujos están medidos a la presión que está sobre la placa, es decir p_3 .

$$p_3 = p_{at} + \Delta P_1 + \Delta P_{s,1}$$

$$p_3 = 1 + 0,43 = 1,43 \text{ at}$$

$$Q_{at} = \left(\frac{1,43}{1} \right) Q_3 \quad (\text{Despreciando los efectos de temperatura.})$$

$$(Q_{\min})_{at} = 18 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$(Q_{\max})_{at} = 809 \text{ m}^3/\text{hr}$$

$$\gamma_{aire} = 1,4$$

$$P_{fl} = \frac{1,4}{1,4-1} \left[\left(\frac{1,43}{1} \right)^{\frac{1,4-1}{1,4}} - 1 \right] 18.000 = 6,78 \cdot 10^3 \frac{\text{lt} \cdot \text{at}}{\text{hr}}$$

$$(P_{fl})_{\min} = 0,26 \text{ HP}$$

$$(P_{fl})_{\max} = 11,59 \text{ HP}$$

BIBLIOGRAFIA

1. Ergun, S., Chem. Eng. Progr., 48, 89, (1952).
2. Leva, M., Weintraub, M., et al., Chem. Eng. Progr., 44, 511, 619, 707, (1948), Ind. Eng. Chem., 41, 1206, (1949).
3. Uchida, S., Fujita, S., J. Chem. Soc. (Japón) (Ind. Eng. Secc.), 37, 1578, 1583, 1589, 1707, (1934).
4. Shirai, T., Ph.D. Thesis, Instituto de Tecnología Tokio, (1954).
5. Wen, C., Yu, Y., A.I. Chem. E. Journal, 12, 610, (1966).
6. Perry, J.H., "Chemical Engineer's Handbook", McGraw Hill Book Company, 5a Edición, 5-62, (1973).
7. Kunii, D., Levenspiel, O., "Fluidization Engineering", Krieger Publishing Co., New York, (1977), p. 77.
8. Richardson, D.R., Chem. Eng., 68, 83, (Mayo 1, 1961).
9. Agarwal, J.C., et al., Chem. Eng. Progr., 58, 85 (Nov., 1962).