

CAPÍTULO III

FLUIDO-DINÁMICA DE LECHOS FLUIDIZADOS

3.1 INTRODUCCIÓN

La fluidización se refiere al proceso de suspensión o levitación de partículas por la acción del paso de un fluido a través de ellas, de manera que el conjunto de partículas también tiende a comportarse como fluido.

Desde un punto de vista macroscópico, la fase sólida (o fase dispersa) se comporta como un fluido, de ahí el origen del término "fluidización".

Al conjunto de partículas fluidizadas se le denomina también "lecho fluidizado".

Una buena mezcla de las partículas con el fluido, al igual que un gran contacto entre ellos, son unas de las ventajas que se cuentan en el proceso y que propician una alta transferencia de masa y de calor.

Un lecho fluidizado se forma cuando se hace pasar un fluido, regularmente de abajo hacia arriba, por un lecho de partículas que se encuentran sostenidas por un distribuidor.

Cuando las partículas empiezan a fluidizar, la presión en el lecho se va incrementando linealmente conforme se va aumentando la distancia entre las partículas y la superficie.

En algunos lechos es posible agregar o extraer partículas durante la operación, y por esto se considera al proceso como ventajoso con respecto a otros.

Los lechos fluidizados tienen variedad de aplicaciones, entre las cuales se pueden mencionar:

- Clasificación mecánica de partículas en base a su tamaño, forma o densidad
- Lavado o lixiviación de partículas sólidas
- Cristalización
- Adsorción e intercambio iónico
- Intercambiado de calor en lecho fluidizado
- Reacciones catalíticas heterogéneas (incluyendo la descomposición catalítica del petróleo)
- Combustión de carbón en lecho fluidizado
- Gasificación de carbón en lecho fluidizado
- Bioreactores de lecho fluidizado

Es de esperarse que el lecho se comporte diferente cuando se hacen variar algunos parámetros como la velocidad de fluidización, las propiedades del fluido, propiedades de las partículas, la profundidad y diámetro del lecho, etc.

A estos estados diferentes se les denomina *regímenes de fluidización*. El primer régimen que se identifica, se conoce como lecho fijo, y se da cuando las partículas del lecho se encuentran estáticas, normalmente esto sucede antes de que el fluido alcance la velocidad mínima (figura 3.1, punto B) para que las partículas empiecen a fluidizar. Cuando se alcanza esta velocidad aparece el estado de fluidización mínima (figura 3.3, B).

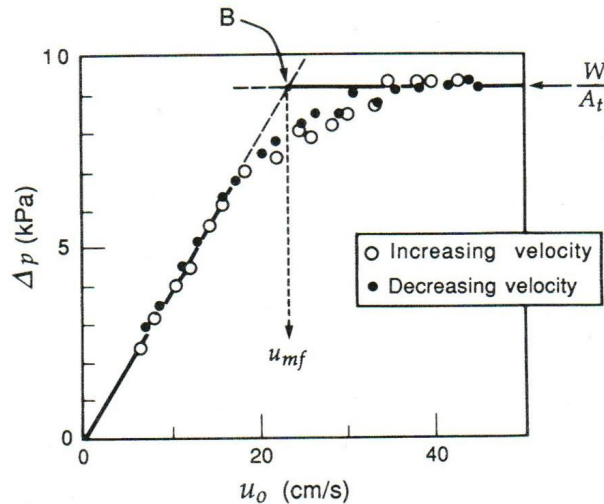


Figura 3.1: Velocidad de mínima fluidización (U_{mf}) [9]

La velocidad del fluido para la que se alcanzan estas condiciones se denomina velocidad mínima de fluidización (U_{mf}) y el lecho de partículas se conoce como lecho fluidizado.

Si la velocidad continúa incrementándose, se llega a una velocidad denominada *velocidad mínima de burbujeo*, y comienzan a aparecer burbujas en el lecho dando como resultado una fluidización con burbujeo (Fig 3.3, C).

Con un aumento aun mayor de la velocidad del fluido, las burbujas continúan creciendo y ocupando cada vez más espacio en el lecho provocando que las partículas sean empujadas hacia abajo por las paredes; incluso puede darse el caso en que la burbuja crezca tanto que alcance las paredes y pierda su forma para convertirse en un espacio ocupado solamente por el fluido, dividiendo así completamente al lecho hasta que esta “burbuja” que ocupa todo el lecho se elimine. Esto es lo que se llama *slugging*.

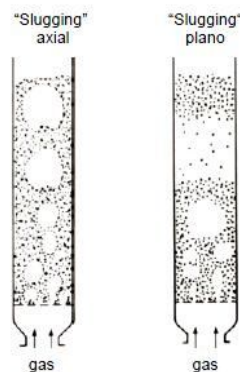


Figura 3.2: Fenómeno de Slugging

Se considera un tubo vertical, corto y parcialmente lleno de un material granular. Si la velocidad del fluido ascendente es suficientemente grande, la fuerza de empuje sobre las partículas sólidas se hace igual al peso neto de las partículas, momento en el cual éstas empiezan a moverse libremente y a mezclarse unas con otras (paso de A a B en la figura 3.3).

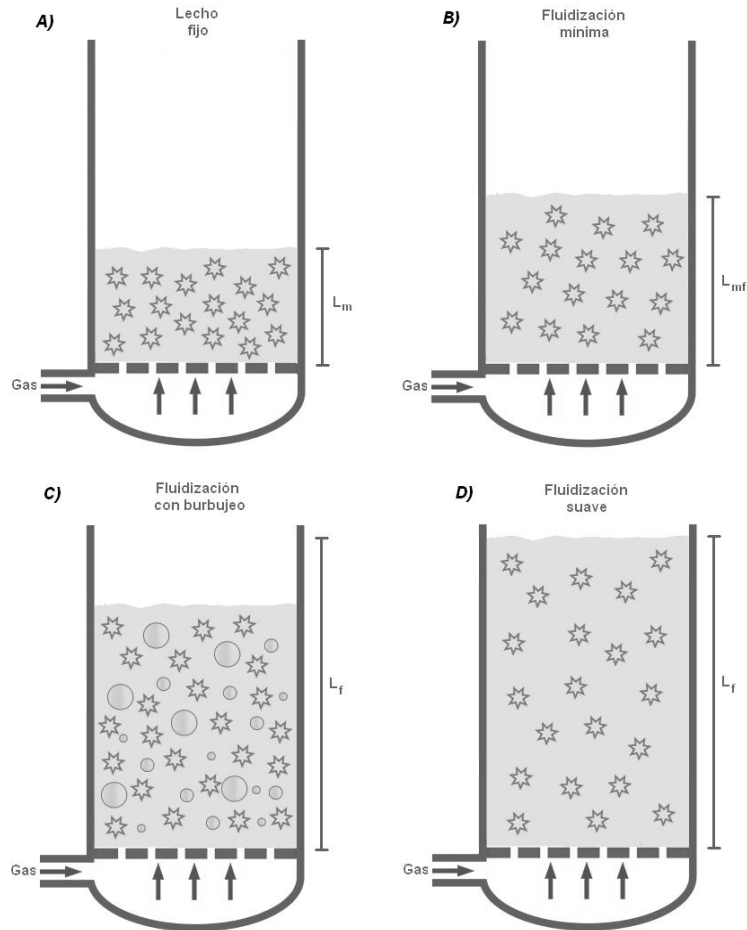


Figura 3.3: Estados de fluidización

Como puede observarse en la figura 3.4, en un lecho fijo de partículas de sección A y cuyo peso es W, cuando se alcanza la velocidad mínima de fluidización la pérdida de carga adquiere su valor máximo (W/A) y se mantiene en él hasta que se produce el arrastre de las partículas, disminuyendo bruscamente en ese momento.

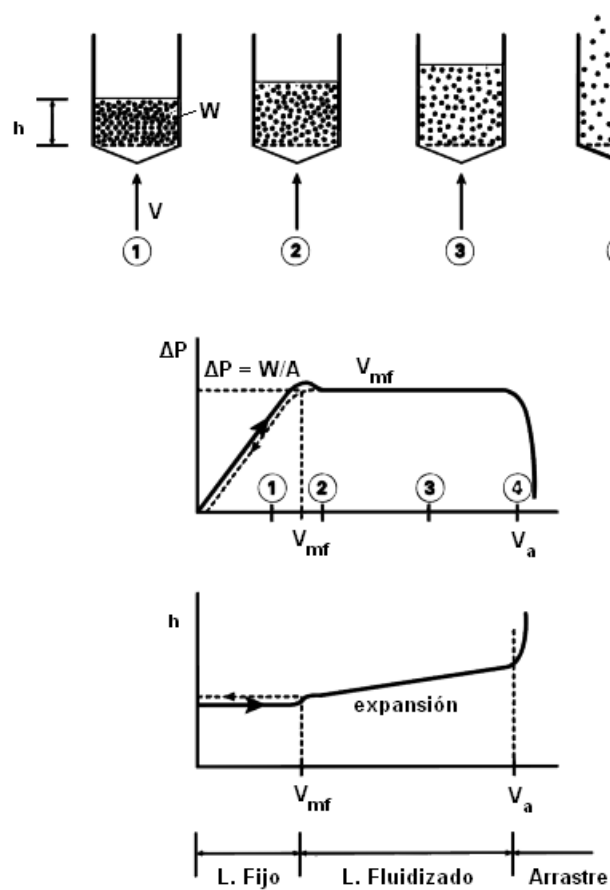


Figura 3.4: Velocidad mínima, velocidad de arrastre y expansión del lecho

También se observa durante este proceso una progresiva expansión del lecho, que va teniendo una porosidad, ε , cada vez mayor a partir del punto de velocidad mínima de fluidización (ε_{mf}).

El intervalo de velocidades útil para la fluidización está comprendido entre U_{mf} y la velocidad de arrastre, u_a , para la cual las partículas sólidas son arrastradas fuera del lecho, la porosidad se aproxima a la unidad y el lecho deja de existir como tal.

A velocidades muy altas, se llega a un estado en donde las partículas son arrastradas hacia fuera del lecho, incluso si la altura de la columna es grande (fig 3.4, 4), entonces se puede alcanzar el estado de fluidización con transporte neumático o hidráulico según sea el caso.

3.2 CARACTERÍSTICAS DEL LECHO FLUIDO

3.2.1 Diámetro promedio

Debido a que generalmente no se trabaja con partículas con geometrías regulares, se deben realizar los cálculos correspondientes para determinar sus dimensiones aproximadas por medio de un muestreo. En el caso de las partículas de forma esférica, existen diferentes maneras de obtener el radio promedio de la partícula, sin embargo una de las más comunes y aceptadas es la expresión (3.1)

$$\bar{d}_p = \frac{1}{\sum \frac{x_i}{d_{p_i}}} \quad (3.1)$$

3.2.2 Esfericidad

El parámetro de la esfericidad se utiliza debido a que las partículas en los lechos suelen ser irregulares, así que al conocer su esfericidad se puede saber que tan esféricas son o cuanto difieren de una esfera regular. La esfericidad se define de la siguiente manera:

$$\phi = \frac{\text{área superficial de la esfera cuyo volumen es igual al de la partícula}}{\text{área superficial de la partícula}} \quad (3.2)$$

3.2.3 Porosidad del lecho

La porosidad del lecho se refiere a los espacios vacíos existentes dentro del lecho y está afectada por ciertos factores.

Aquellos aspectos que tienen mayor influencia sobre la porosidad del lecho son: el tamaño, la forma y la rugosidad de las partículas, la relación existente entre el diámetro de la partícula y el diámetro del lecho, y la rugosidad de las paredes de la columna.

La porosidad existente en los lechos uniformes es mayor que aquella de los lechos no uniformes. Para encontrar numéricamente la porosidad del lecho es necesario encontrar primero la densidad del conjunto de partículas, así como la densidad del lecho:

$$\text{Densidad del sólido} = \text{Masa del sólido} / \text{Volumen del sólido}$$

$$\text{Densidad del lecho} = \text{Masa del lecho} / \text{Volumen del lecho}$$

La expresión 3.3 obtiene la porosidad del lecho ε , y relaciona ambas densidades.

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_{\text{sólido}}}{\rho_{\text{lecho}}} \quad (3.3)$$

Otra forma de calcular la porosidad a partir de las longitudes del lecho en estado estático y el expandido es:

$$\varepsilon = 1 - \frac{L_{\text{estático}}}{L} \quad (3.4)$$

3.2.4 Porosidad mínima de fluidización

La porosidad del lecho cuando comienza la fluidización, recibe el nombre de porosidad mínima de fluidización (ε_{mf}).

Esta porosidad depende de la forma y el tamaño de las partículas.

Para partículas esféricas ε_{mf} está comprendida entre 0,4 y 0,45 aumentando ligeramente al disminuir el tamaño de las partículas.

En ausencia de datos para materiales específicos, se puede estimar ε_{mf} , mediante las siguientes ecuaciones empíricas sugeridas por Wen y Yu [9]:

$$\frac{1}{\phi_s \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cong 14 \quad (3.5)$$

$$\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\phi_s \cdot \varepsilon_{mf}^3} \cong 11 \quad (3.6)$$

Para lechos de partículas con diámetros (d_p en μm) entre 50- 500 μm (como el caso estudiado en el presente proyecto), se puede usar la expresión:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0.356(\log d_p - 1) \quad (3.7)$$

Para un caso más general, la expresión (3.8) tiene en cuenta más parámetros:

$$\varepsilon_{mf} = 0.586 \cdot \phi_s^{-0.7} \cdot \left(\frac{\mu(T)^2}{\rho_g(T) \cdot g \cdot (\rho_s - \rho_g(T)) \cdot d_{pm}^3} \right)^{0.029} \cdot \left(\frac{\rho_g(T)}{\rho_s} \right)^{0.021} \quad (3.8)$$

3.2.5 Características de la partícula

Es de suma importancia conocer detalladamente las partículas que se utilizan en un proceso de fluidización.

Directa o indirectamente las características y propiedades de las partículas afectan el comportamiento del lecho.

3.2.5.1 Clasificación de la partícula

Existen varias formas de clasificar a las partículas en un lecho fluidizado, una muestra es un tipo de clasificación realizada por Geldart en donde estas pueden clasificarse en 4 tipos tal y como puede observarse en la figura 3.5.

El **tipo A** se refiere a las partículas pequeñas y ligeras con diámetros que van desde 20 hasta 100 micras, cuyas densidades pueden ser muy bajas.

En el **tipo B** se encuentran aquellas partículas que miden alrededor de 150 micras de diámetro y abarcan materiales densos como cristales, arena, minerales, etc.

Las partículas **tipo C** son de menor diámetro y más ligeras que las del tipo A (menos de 20 micras) y se caracterizan por su alta cohesión.

Finalmente las partículas **tipo D** son las de mayor diámetro de esta clasificación, alcanzando tamaños mayores a las 1000 micras, también suelen ser las más densas.

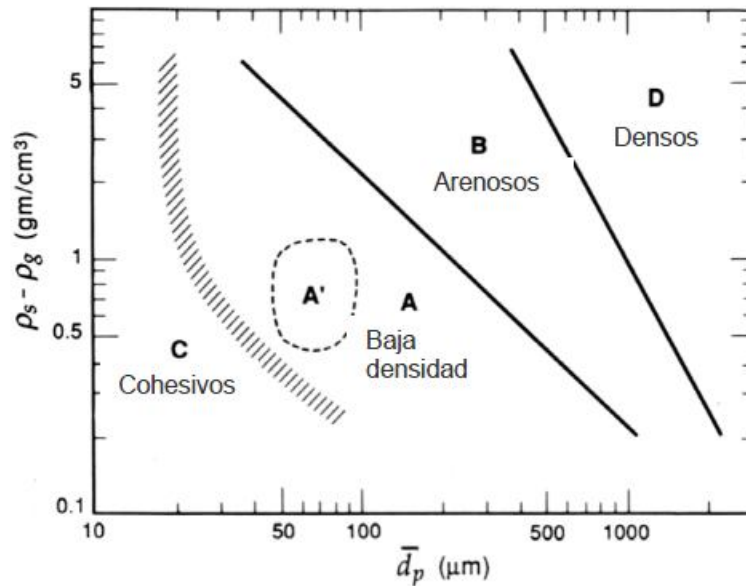


Figura 3.5: Clasificación de las partículas según densidad y diámetro medio

Según esta figura los inertes estudiados en el presente proyecto corresponderán al tipo B, siendo esta clasificación importante a la hora de tomar las constantes mencionadas anteriormente para el cálculo de la velocidad de mínima fluidización.

3.3 BASES TEÓRICAS PARA EL DISEÑO DE LECHOS FLUIDOS

3.3.1 Determinación teórica de la caída de presión en el lecho

La caída de presión se debe a la densidad de las partículas del lecho fluidizado y se expresa de la siguiente forma:

$$\Delta P_L = L_{mf} \cdot (1 - \varepsilon_{mf}) \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \quad (3.9)$$

Esta simple relación implica que la caída de presión a través del lecho es dependiente a la velocidad del gas. La presión varía linealmente a través del lecho.

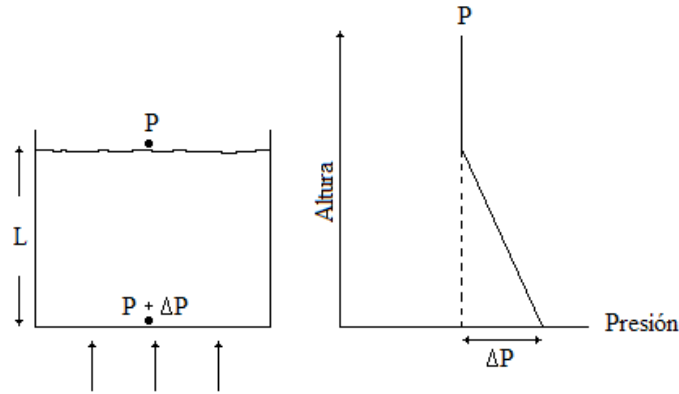


Figura 3.6: Perfil de presiones en el lecho fluido

3.3.2 Determinación teórica de la velocidad de mínima fluidización

Cuando va a fluidizar un lecho, primero se tiene que expandir para después comenzar a fluidizar.

La velocidad que se encuentra en el límite para que un lecho cambie de estado fijo a estado fluidizado se conoce como velocidad mínima de fluidización, dicha velocidad tiene dependencia en la forma, tamaño y densidad de la partícula.

Existen varias investigaciones en torno al desarrollo de ecuaciones para determinar la velocidad mínima de fluidización, y se han obtenido varios resultados cuya variación depende del punto de vista metodológico en que se aborda la investigación.

De forma teórica la velocidad de mínima fluidización se obtiene de igualar las fuerzas de arrastre debida a la ascensión del fluido el peso del sólido.

Igualando la ecuación de Ergún a la expresión de la caída de presión en el lecho, obtenemos:

$$\frac{1.75}{\phi_s \cdot \epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150 \cdot (1 - \epsilon_{mf})}{\phi_s^2 \cdot \epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \quad (3.10)$$

Otra forma;

$$Ar = \frac{1,75}{\phi_s \cdot \epsilon_{mf}^3} \cdot \text{Re}_{p,mf}^2 + \frac{150 \cdot (1 - \epsilon_{mf})}{\phi_s^2 \cdot \epsilon_{mf}^3} \cdot \text{Re}_{p,mf} \quad (3.11)$$

Donde el número de Arquímedes se define como:

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot \rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \quad (3.12)$$

Algunos autores hacen distinción para partículas muy pequeñas

$$d_p^* = d_p \left(\frac{\rho_g \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu^2} \right)^{1/3} \leq 1 \quad (3.13)$$

simplificando la expresión a:

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot \phi_s^2 \cdot \epsilon_{mf}^3}{150 \cdot \mu \cdot (1 - \epsilon_{mf})} \quad \text{Re}_{p,mf} \leq 20 \quad (3.14)$$

Para partículas muy grandes, $dp^* \geq 100$, la expresión queda:

$$U_{mf}^2 = \frac{d_p \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g \cdot \phi_s \cdot \epsilon_{mf}^3}{150 \cdot \mu \cdot (1 - \epsilon_{mf})} \quad \text{Re}_{p,mf} \geq 1000 \quad (3.15)$$

El problema se plantea a la hora de no disponer datos de ϵ_{mf} y ϕ_s . la expresión (3.11) se puede reordenar:

$$K_1 \text{Re}_{p,mf}^2 + K_2 \text{Re}_{p,mf} = Ar \quad (3.16)$$

Siendo:

$$K_1 = \frac{1.75}{\phi_s \cdot \epsilon_{mf}^3} \quad (3.17)$$

$$K_2 = \frac{150 \cdot (1 - \varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} \quad (3.18)$$

De esta forma los parámetros definidos como K_1 y K_2 se pueden considerar constantes para un ancho rango de tamaños de partículas y para condiciones de $Re = 0,001$ a 4000 .

Existen numerosos valores de K_1 y K_2 para distintos materiales y condiciones de operación, para nuestra aplicación los que mejor se adaptan, son los propuestos por Wen y Yu, para partículas pequeñas [9]. Donde:

$$K_2 / 2K_1 = 33.7 \quad \therefore \quad 1 / K_1 = 0.0408$$

Sustituyendo en la ecuación (3.16) tenemos:

$$Re_{p,mf} = \left[(33.7)^2 + 0.0408 \cdot Ar \right]^{1/2} - 33.7 \quad (3.19)$$

$$Re_{p,mf} = \frac{d_p \cdot U_{mf} \cdot \rho_g}{\mu} \quad (3.20)$$

De la ecuación (3.20) se despeja la velocidad de mínima fluidización, U_{mf}

3.3.3 Determinación teórica de la expansión del lecho

Un lecho fijo se expande mientras la velocidad hacia arriba del fluido a través de él, es incrementada. Más allá del punto de fluidización, una expansión mayor es dependiente en el tamaño de la partícula y en la distribución del tamaño de la partícula, el diseño de las estructuras del lecho y particularmente el diseño del distribuidor y cómo afecta este el comportamiento de las burbujas. Las burbujas en los lechos fluidizados se comportan en formas muy variadas. Aunque generalmente se observa que crecen mientras el flujo de gas fluye hacia ellas por la fase continua alrededor de ellas. El comportamiento de

estas, así como su crecimiento será determinante a la hora de calcular la expansión del lecho.

Despreciando pequeñas influencias, la altura del lecho se puede calcular mediante el gradiente de presión existente en el mismo.

$$\rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{lecho}) = \frac{1}{g} \left(- \frac{dp}{dh_{lecho}} \right)_{h_{lecho}} \quad (3.21)$$

Consecuentemente la cantidad de sólidos en la zona del lecho es:

$$W_x = \int_0^{h_x} A \cdot \rho_s \cdot (1 - \varepsilon_{lecho}) dh_{lecho} \quad (3.22)$$

Parte del flujo de gas atravesará la emulsión y el resto formará burbujas, por tanto la porosidad total del lecho es:

$$\varepsilon_{lecho} = \delta_b + (1 - \delta_b) \cdot \varepsilon_e \quad (3.23)$$

La velocidad de burbuja se estima mediante la expresión:

$$u_b = u_v + u_{br} \quad (3.24)$$

Donde u_{br} es la velocidad de una única burbuja, calculada mediante:

$$u_{br} = 0,711 \cdot (g \cdot d_b)^{1/2} \quad (3.25)$$

El diámetro de burbujas (d_b), se puede estimar de:

$$d_b = 0,54 \cdot (u - u_{mf})^{0,4} \cdot (h_{lecho} + 4 \cdot \sqrt{A})^{0,8} \cdot g^{-0,2} \quad (3.26)$$

Mientras que u_v es el flujo visible de burbujas y de acuerdo con la teoría de la doble película:

$$u_v = (u_o - u_{mf}) \quad (3.27)$$

La velocidad de mínima fluidización se obtiene de (3.19). Una vez conocida, δ_b is dada por (3.28):

$$\delta_b = \frac{1}{1 + \frac{1,3}{f} (u - u_{mf})^{-0.8}} \quad (3.28)$$

Siendo f un factor de expansión:

$$f = \frac{0,26 + 0,7e^{-3,3d_p}}{(0,15 + u - u_{mf})^{0,33}} \quad (3.29)$$

Si la fase en emulsión se asume que se encuentra en mínima fluidización ($\epsilon_e = \epsilon_{mf}$), y podemos considerar ϵ_e es constante con la altura del lecho, sacando este parámetro de la integral.

La porosidad media en el gasificador la obtenemos a partir de la ecuación de Ergún:

$$\epsilon_{mf}^3 + \frac{150 \cdot \text{Re}_{mf}}{\phi_s^2 \cdot Ar} \cdot \epsilon_{mf} - \frac{150 \cdot \text{Re}_{mf} + 1,75 \cdot \text{Re}_{mf}^2 \cdot \phi_s}{\phi_s^2 \cdot Ar} = 0 \quad (3.30)$$

La altura del lecho por tanto, se calcula con la expresión (3.31):

$$h_{lecho} = \frac{W}{\rho_s \cdot (1 - \epsilon_{fluido}) \cdot A} \quad (3.31)$$

3.3.4 Cálculo de un distribuidor de orificio

Una parte importante en el arte de los lechos fluidizados, se encuentra en el diseño de la rejilla (distribuidor). La principal función del distribuidor es introducir el gas fluidizado hacia el lecho.

Como la caída de presión a través del lecho fluidizado, depende únicamente del peso del lecho, por unidad de área, y es independiente de la velocidad del fluido del gas fluidizado, excepto por condiciones extremas, existen propiedades impropias de regulación, para ayudar a mantener una velocidad de fluido uniforme a través del fluido. Es por esto, que una importante función del distribuidor es el completar una fluidización uniforme, aplicando un efecto estabilizador en la distribución del gas.

Comúnmente, el distribuidor es el soporte donde el lecho descansa, en una condición no fluidizada.

En muchas aplicaciones es importante que el distribuidor sea diseñado para que las partículas no se drenen a través de él, en estado no fluidizado, como en el fluidizado.

El diseño del distribuidor influencia el tamaño y la distribución de las burbujas en el lecho y puede ser de gran importancia en el agotamiento de las partículas.

3.3.4.1 Requerimientos del distribuidor

- 1) Debe completar una fluidización estable y uniforme
- 2) Debe minimizar el agotamiento del material del lecho
- 3) Debe ser diseñado para minimizar el daño por erosión
- 4) Debe prevenir el retorno de flujo del material del lecho durante una operación normal, o en una interrupción de la fluidización cuando el lecho se apaga.

La forma más simple para un distribuidor es una parrilla en la base o suelo del recipiente. Más comúnmente, el gas es introducido al lecho por un distribuidor, que sea un plato de metal o cerámica, con orificios diseñados para adaptarse.

3.3.4.2 Mínima caída de presión en el distribuidor para una fluidización estable

Una vez que un canal de baja resistencia se forma en un lecho fluidizado, existirá una tendencia para la mayoría de los gases fluidizados, a fluir a través del canal, y el resto del lecho se defluidizará a menos de que el distribuidor pueda incrementar exactamente la pérdida de presión con un aumento local de la velocidad de flujo del gas.

Obviamente, mientras mayor sea la resistencia al flujo del gas presentado por el distribuidor, mayor será su efecto estabilizador en mantener el flujo uniforme a través del lecho. Sin embargo, el precio por esta operación es el bombeo extra de potencia, necesario para superar la resistencia al flujo de gas presente en el distribuidor.

Generalmente se ha concluido que la caída de presión del distribuidor, debe ser dada una fracción de la caída total de presión en el lecho. Sin embargo si el lecho está fluidizado, lo que es importante es el grado de desequilibrio en la altura del lecho y la diferencia en la caída de presión correspondiente.

3.3.4.3 Caída de presión en el distribuidor

El fluido siempre intentará entrar al lecho por aquellos orificios donde se tenga una caída de presión en el distribuidor. De esta manera es necesario que la caída de presión en el distribuidor sea lo suficientemente alta como para contrarrestar las pequeñas caídas de presión en el lecho y así el fluido se distribuya uniformemente. De igual forma cuando el lecho está en estado de reposo y el fluido comienza a tratar de salir por el distribuidor, es inevitable que algunos orificios sean bloqueados por las mismas partículas, así el gas intentará salir por aquellos orificios que se encuentren libres y posiblemente algunos de los orificios bloqueados permanecerán así si es que la caída de presión no es lo suficientemente grande como para destaparlos.

Los lechos pueden ciertamente operarse establemente cuando la pérdida de presión a través del distribuidor es un pequeño porcentaje de la caída de presión total. Hilby, midió el cambio en la caída de presión a través del distribuidor como una función de cambio en el flujo local del gas, y usó la situación en la que una reducción en la caída de

presión era compensada por un incremento en la caída de presión en el distribuidor como un criterio de estabilidad. Los datos de Hilby indican que la relación de caída de presión necesaria para un distribuidor perforado o tipo inyector debe ser:

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P} = 0.15 \quad \frac{U_{mf}}{U} \approx 1-2$$

y

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P} = 0.015 \quad \frac{U_{mf}}{U} > 1$$

Levy menciona que la mínima caída de presión en el distribuidor para una fluidización estable depende de una variedad de parámetros, como el tipo de material del lecho, profundidad del lecho, tipo de distribuidor y velocidad de fluidización.

Aunque la estimación de la caída de presión suele ser un factor que se determina con la práctica, existen algunas sugerencias de que la caída de presión en el distribuidor debe ser entre 0,1 y 0,3 veces la caída de presión en el lecho.

$$\left(\frac{\Delta P_{dist.}}{\Delta P_{lecho}} \right)_{\min} \cong 0,1 \rightarrow 0,3$$

Incluso se han encontrado ecuaciones para calcular dicha relación como la ecuación (3.32), en donde ΔP_D es la caída de presión en el distribuidor, ΔP_L la caída de presión en el lecho, L la altura del lecho y D el diámetro del lecho.

$$\frac{\Delta P_D}{\Delta P_L} = 0,01 + 0,2 \left[1 - \exp\left(\frac{-D}{2L}\right) \right] \quad (3.32)$$

La caída de presión en el distribuidor (ΔP_D) también puede estar relacionada con la velocidad del fluido en el orificio (u_{or}) como lo muestra la expresión:

$$u_{or} = 0,8 \cdot \left(\frac{2 \cdot g \cdot \Delta P_D}{\rho} \right)^{0,5} \quad (3.33)$$

La expresión (3.34) relaciona la caída de presión en el distribuidor con las características de diseño del mismo y la ecuación (3.35) presenta la relación para obtener $C_{d,or}$:

$$\Delta P_D = \frac{\rho}{2} \cdot \left[\frac{4 \cdot u_o}{C_{d,or} \cdot \pi \cdot d_{or}^2 \cdot N_{or}} \right]^2 \quad (3.34)$$

Esta ecuación tiene la ventaja de que al tomar en cuenta la densidad del gas está considerando implícitamente los efectos de la temperatura y la presión. Como desventaja, no toma en cuenta las pérdidas por la fricción con la tubería y otros efectos menores. El valor del coeficiente de arrastre lo obtenemos de:

$$C_{d,or} = 0,82 \cdot \left(\frac{t_d}{d_{or}} \right)^{-0,13} \quad (3.35)$$

(mientras $t_d / d_{or} > 0.09$)

3.3.4.4 Tamaño y número de orificios

Kunii y Levenspiel, proponen en su libro un procedimiento generalizado para el diseño de un distribuidor.

1. Determinar la caída de presión necesaria a lo largo del distribuidor, utilizando una relación $\Delta P_D / \Delta P_L$ adecuada.
2. Obtener el valor correspondiente de $C_{d,or}$.
3. Determinar la velocidad del gas a través del orificio con la expresión:

$$u_{or} = C_{d,or} \cdot \left(\frac{2 \cdot \Delta P_D}{\rho(T)} \right)^{0,5} \quad (3.36)$$

La relación u_o/u_{or} nos da la fracción de área libre en el distribuidor. Hay que confirmar que este valor es menor de 10%.

4. Decidir en el número de orificios por unidad de área necesarios en el distribuidor, y encontrar el diámetro de orificio correspondiente usando la expresión:

$$\frac{u_o \cdot D_l^2 \cdot \pi}{4} = \frac{u_{or} \cdot d^2 \cdot \pi}{4} \cdot N_{or} \quad (3.37)$$

3.3.5 Determinación teórica de la velocidad terminal

A determinadas velocidades del gas, el arrastre aerodinámico sobre la partícula es suficientemente grande para arrastrar las partículas del sistema. Este proceso se define como elutriación. Estas pérdidas de material en el lecho pueden ocasionar diversos problemas, como:

- 1) Reacción de las partículas en el ciclón
- 2) Taponamiento de los filtros
- 3) Cambios en las características del lecho

Existen correlaciones ajustadas a rangos estrechos de densidad, velocidad de mínima fluidización y tamaño de partículas. También es importante destacar que si la longitud del freeboard es pequeña los valores obtenidos serán sobreestimados para el rango de elutriación.

En un **BFBG** (*bubbling fluidized bed biomass gasifier*), la fracción de partículas del combustible procedentes del lecho es baja, ($u_o < u_t$) para una gran proporción. La devolatilización del combustible ocurre principalmente en el lecho. Para partículas de char, sin embargo, u_{char} puede ser significativamente alta y la proporción de char en el freeboard puede ser considerable.

En un **CFBG** (*circulating fluidized bed gasifier*), la fracción de elutriados y char es alta ($u_0 > u_t$) para una gran proporción de partículas de combustible/char. Las partículas de combustible están en varias partes del reactor durante la devolatilización, en la capa de las paredes, en la zona de dilución del freeboard, incluso en el *loop seal*.

Una aproximación a la velocidad del gas necesaria para ocasionar la elutriación puede obtenerse de la velocidad terminal. La figura 3.7, representa la velocidad terminal con respecto el diámetro de diferentes materiales usados en un CFBG. Con una velocidad superficial de 5 m/s, el gráfico indica que las arenas de sílice de 0,5 mm pueden estar en el lecho, mientras que la dolomita de 0,6 – 1 mm podrían permanecer en el lecho inicialmente, pero una vez calcinadas, se elutriarían rápidamente. Para la biomasa como astillas de madera, podrían ser transportadas fuera del lecho para tamaños por debajo de 3 mm, mientras que para el char generado a partir de este combustible, es transportado para partículas por encima de 10 mm.

Por último, hay que mencionar que el uso de la velocidad terminal como medio para determinar las partículas que pueden ser arrastradas fuera del lecho, tiene un carácter orientativo, ya que la velocidad terminal se refiere a una partícula sola y aislada, no teniendo en cuenta un grupo de partículas de diferentes tamaños, y la interacción que éstas pueden tener.

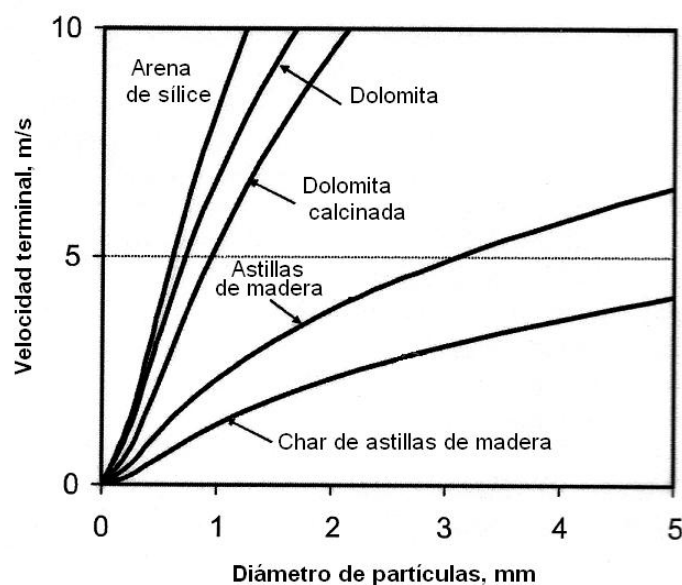


Figura 3.7: Velocidad terminal de partículas en un CFBG a 850°C

3.3.5.1 Velocidad terminal

Se considera una partícula esférica de peso mg y diámetro d , suspendida por el arrastre vertical del gas.

Para el equilibrio estático,

$$\text{Arrastre} + \text{flotación} = \text{peso}$$

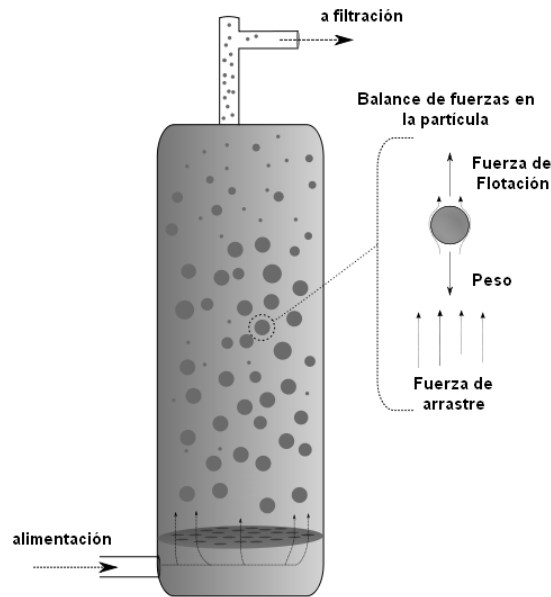


Figura 3.8: Arrastre de una partícula de masa m

En forma de ecuación,

$$C_D \cdot \frac{\pi \cdot d^2}{4} \cdot \rho_g \cdot \frac{u_T^2}{2} + \rho_g \cdot \frac{\pi \cdot d^3 \cdot g}{6} = \rho_g \cdot \frac{\pi \cdot d^3 \cdot g}{6} \quad (3.38)$$

Resolviendo para velocidad terminal u_T :

$$u_T = \left[\frac{4 \cdot d_p \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{3 \cdot \rho_g \cdot C_D} \right]^{1/2} \quad (3.39)$$

Donde C_D es un *coeficiente experimental de arrastre*. Para un caso general Haider y Levenspiel propusieron.

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \cdot \left[1 + \left(8,1716 \cdot e^{-4,0655 \cdot \phi_s} \right) \cdot Re_p^{0,0964 + 0,5565 \cdot \phi_s} \right] + \frac{73,69 \cdot \left(e^{-5,0748 \cdot \phi_s} \right) \cdot Re_p}{Re_p + 5,378 \cdot e^{6,2122 \cdot \phi_s}} \quad (3.40)$$

El coeficiente también podemos hallarlo usando la gráfica siguiente:

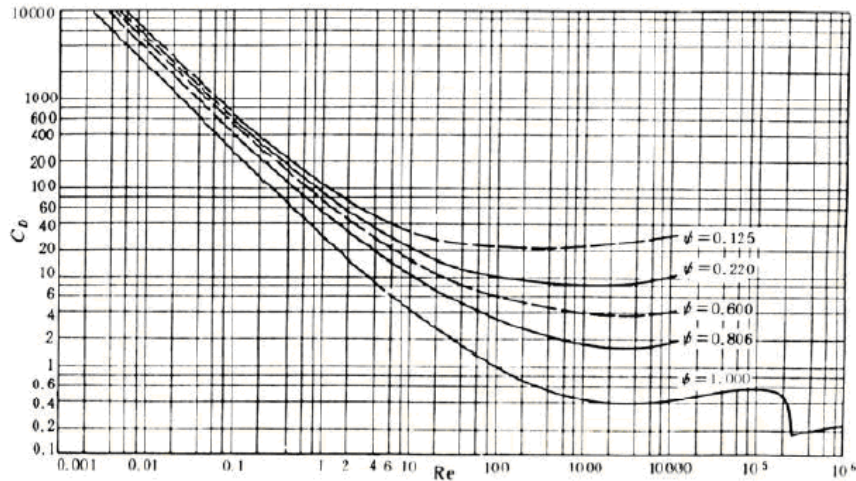


Figura 3.9: Valores del coeficiente de arrastre en función del número de Reynolds, para partículas de diversa esfericidad (Brown, 1954)

Podemos obtener directamente la velocidad terminal definiendo una velocidad y diámetro de partículas adimensionales (u_t^* y d_p^*) además de la ayuda del gráfico siguiente.

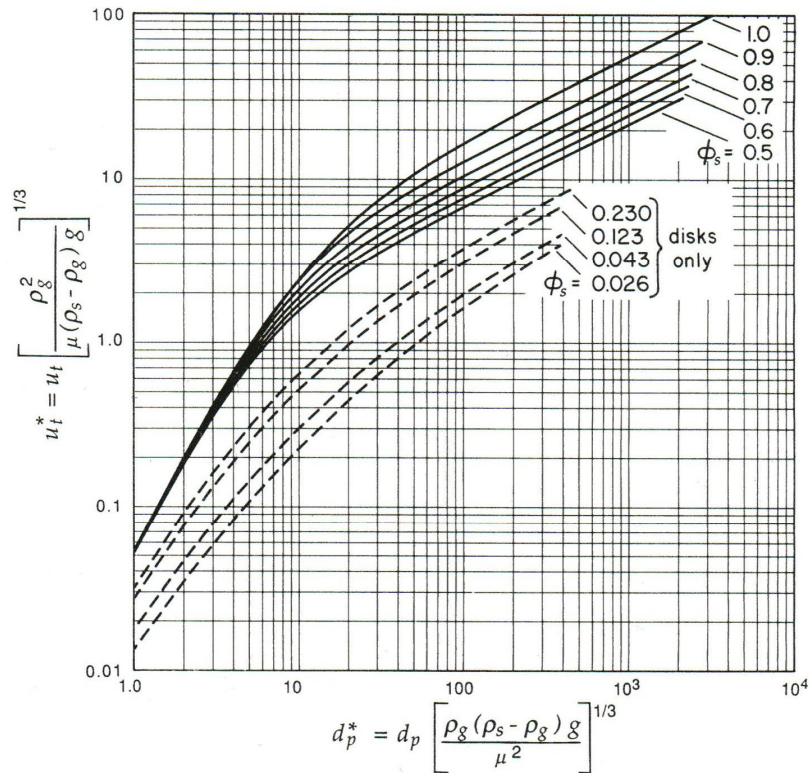


Figura 3.10: Determinación de la velocidad terminal según la esfericidad de la partícula, tamaño y densidad [9]

Existen dos métodos que usan aproximaciones de una forma más directa

Método 1 (Partículas esféricas)

Usando ecuaciones sugeridas por Turton y Clark, Haider y Levenspiel, presentaron una aproximación a la evaluación de la velocidad terminal de forma directa para partículas esféricas:

$$u_T^* = \left[\frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{2,335 - 1,744 \cdot \phi_s}{(d_p^*)^{0.5}} \right]^{-1} \quad 0.5 < \phi_s < 1 \quad (3.41)$$

Siendo,

$$d_p^* = Ar^{1/3} \quad (3.42)$$

$$u_t^* = \frac{Re}{(Ar)^{1/3}} \quad (3.43)$$

$$Ar = \frac{d_p^3 \cdot (\rho_s - \rho_g) \cdot g}{\mu_g^2} \quad (3.44)$$

Método 2 (Partículas no esféricas)

El segundo método corresponde a partículas no esféricas, también fue propuesta por Haider y Levenspiel.

$$Re_t = \frac{Ar}{18 + 0,61 \cdot Ar^{1/2}} \quad (3.45)$$

Donde,

$$Re_t = \frac{\rho_g \cdot d_p \cdot u_t}{\mu_g} \quad (3.46)$$

3.3.6 El fenómeno de elutriación

La ecuación que rige el comportamiento de la elutriación se presenta de la siguiente forma:

$$W_{ie} = W_{io} (1 - e^{-K_i \cdot t}) \quad (3.47)$$

Para cuando hay atricción el término se hace más complejo:

$$W_{ie} = W_{io} \cdot (1 - e^{-K_i \cdot t}) + F_i \cdot t - \frac{F_i}{K_i} \cdot (1 - e^{-K_i \cdot t}) \quad (3.48)$$

El primer término representa los sólidos arrastrables de tamaño i que están inicialmente presentes. Los dos últimos, están asociados a partículas arrastrables de tamaño i que son generados en el lecho por atricción desde un $t = 0$.

La figura que se expone a continuación representa una comparativa entre el fenómeno con atricción y sin ella.

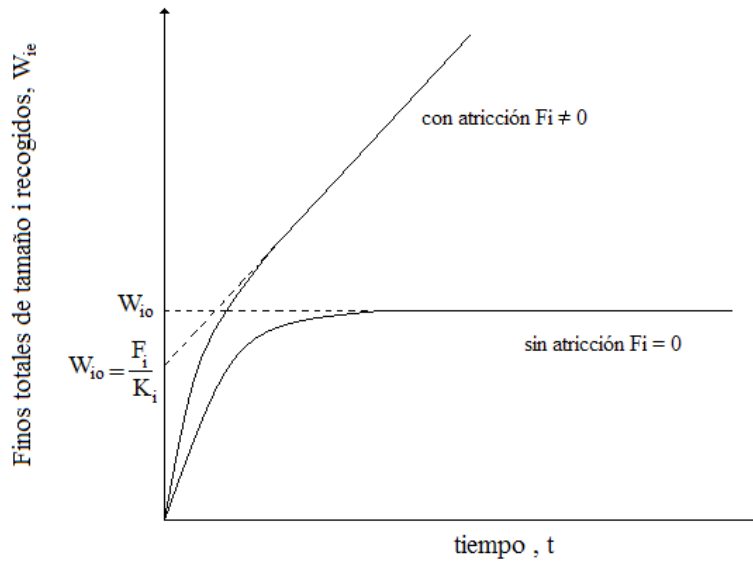


Figura 3.11: Elutriación con y sin atricción

Se define una constante de elutriación K_i^* que es independiente de la geometría del lecho.

$$K_i^* = \frac{K_i \cdot W}{A} \quad (3.49)$$

3.3.6.1 El efecto de la velocidad del gas

Una propuesta, aunque no unificada es la que expone Colakyan, en un estudio reciente, representando la variación de la constante de proporción de elutriación con la velocidad del gas y tamaño de partícula para arena de sílica, con la siguiente correlación.

$$K_i^* = 33 \cdot \left(1 - \frac{u_{ti}}{u_o}\right)^2 \quad (3.50)$$

3.3.6.2 El efecto de la densidad del gas

La densidad del sólido también afecta en la constante de elutriación, de esta forma se establece una correlación que tiene en cuenta este efecto.

$$\frac{K_i^*}{\rho_s} = 0,011 \cdot \left(1 - \frac{u_{t_i}}{u_o} \right)^2 \quad u_{t_i} < u_o \quad (3.51)$$

$$K_i^* = 0 \quad \because \quad u_{t_i} \geq u_o \quad (3.52)$$