

CAPÍTULO 3

PRINCIPIOS DE FLUIDIZACIÓN

3.1 Estado Fluidizado

La fluidización es observada cuando un conjunto de partículas sólidas entra en contacto con un flujo ascendente vertical. Un lecho de partículas sueltas ofrece resistencia a un fluido que atraviesa el lecho, mientras la velocidad del flujo se incrementa, la fuerza de arrastre ejercida en las partículas incrementa.

En el proceso de fluidización se pretende separar las partículas de un sólido lo suficiente para obtener una movilidad general (fluido-partícula). Hay un momento en el cual las partículas empiezan a separarse, lo que significa que la fuerza de arrastre del fluido se iguala al peso de las partículas, esto es provocado por el incremento de la velocidad de fluidización.

A bajos rangos de flujos o velocidades, las partículas sólidas reposan una sobre la otra en la columna, es entonces cuando se dice que las partículas se encuentran en estado del lecho fijo.

A altos rangos de flujo o velocidades, las partículas sólidas son transportadas fuera de la columna, esto es conocido como transporte hidráulico o neumático.

Para valores intermedios, en un gran rango suficiente para propósitos prácticos, cada partícula es suspendida individualmente en el flujo del fluido.

3.2 Principios básicos de los lechos fluidizados

3.2.1 Componentes básicos de un lecho fluidizado

Existen ciertos componente básicos para poder realizar un proceso de fluidización los cuales de deben tomar en cuenta.

- Columna de fluidización el cual consiste en un tubo por el cual viaja el fluido
- Sección uniformada que consiste en un cono difusor que tiene como función obtener un perfil de velocidad deseado
- Distribuidor este consiste en una placa con algunas perforaciones. Este es uno de los componentes mas importantes ya que afectan directamente a la calidad del proceso de fluidización
- Sistema de suministro de fluido el cual consiste en un sistema de válvulas reguladoras de flujo, instrumentos medidores de flujo, calentadores y otros dispositivos con el objeto de proporcionar al fluido las propiedades termodinámicas requeridas.
- Sistema de medición de presión que es sumamente importante para poder estar al tanto de las caídas de presión que se presentan en el lecho fluidizado.
- Sistema de medición de temperatura el cual sirve para estar al tanto de las temperaturas que se alcanzan en el proceso

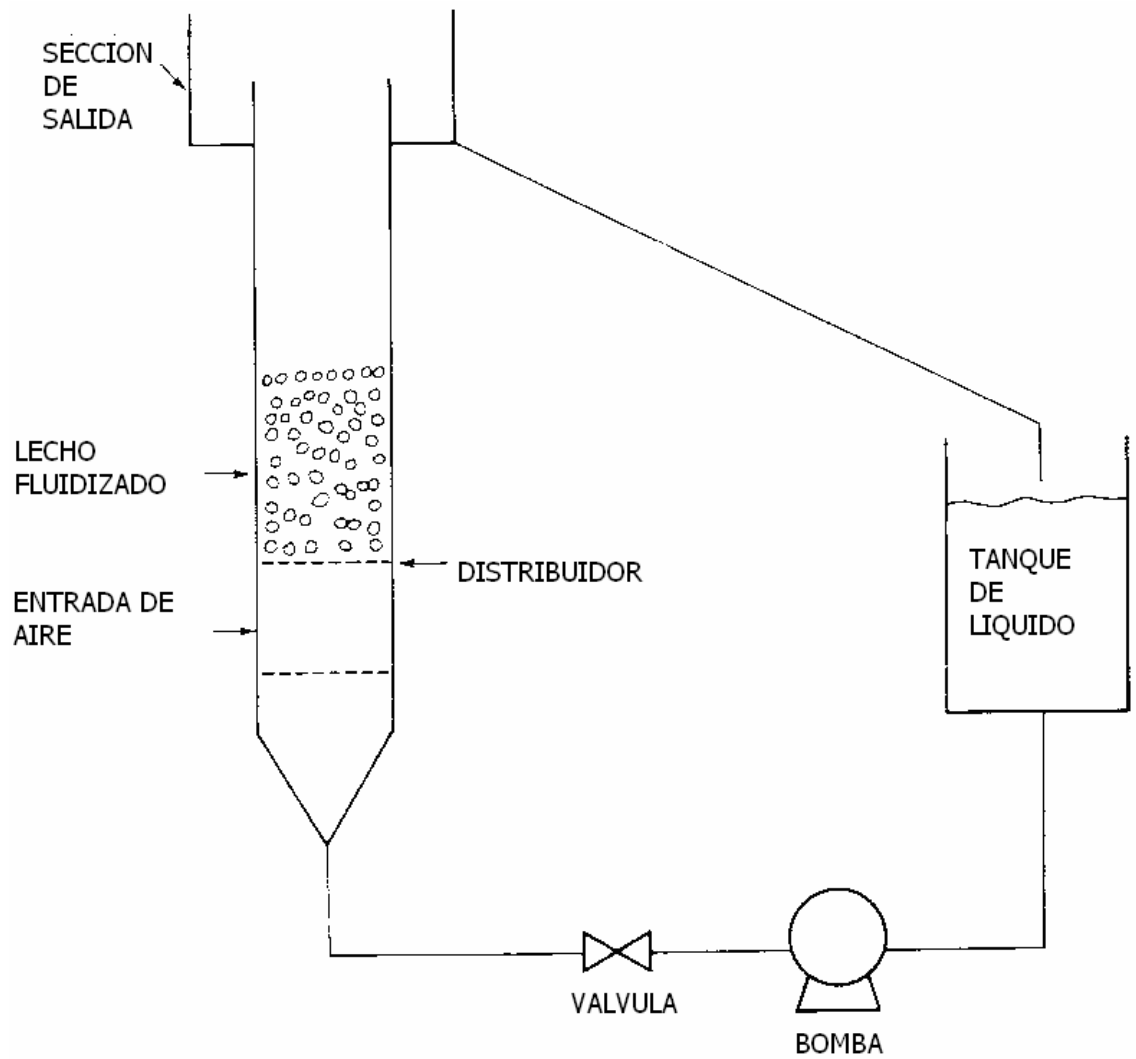


Figura 3.1 Componentes principales de los lechos fluidizados

3.2.2 Altura del lecho

Existen dos estados diferentes en un lecho las cuales son fijo y fluidizado. Un lecho fijo es aquel cuando la diferencia de presión varía con respecto a la velocidad, es decir, en valores más pequeños que la mínima de fluidización. Cuando es fijo el estado del lecho la altura de este permanece constante debido a que las partículas aun no han sido suspendidas.

Una vez que el fluido alcanza la velocidad mínima de fluidización, se presentan cambios en la altura.

El fenómeno de expansión es una característica de los lechos fluidizados

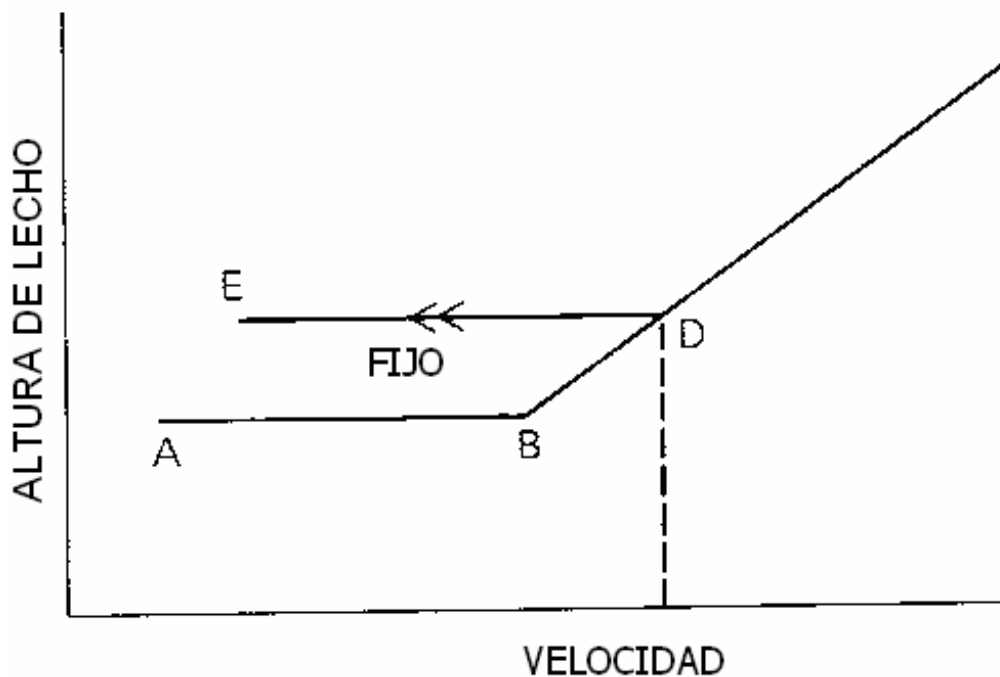


Figura 3.2 Altura del lecho contra velocidad

3.2.3 Esfericidad

Para poder definir la esfericidad es necesario primero conocer otros conceptos que describen el tamaño de las partículas Williams y Allen [6], de los cuales serán descritos solo cuatro ya que estos son los diámetros de las partículas más fáciles de medir por consecuencia los mas comunes y conocidos.

d_v = (volumen diámetro): El diámetro de una esfera con el mismo volumen que tiene la partícula.

d_s = (diámetro de superficie): El diámetro de una esfera teniendo la misma superficie como la partícula.

d_{sv} = (superficie/volumen diámetro): El diámetro de una esfera teniendo la misma razón de superficie área/volumen que la partícula a estudiar.

d_v = (tamaño de tamiz): El ancho del mínimo apertura del cuadrado del tamiz por donde la partícula puede pasar.

En la mayoría de los casos de procesos de fluidización, las partículas a fluidizar son de forma irregular. Es por eso que para poder medir una partícula se usa el concepto de esfericidad, este comprende la relación del área de una esfera con el área de la partícula ambas partículas con el mismo volumen.

$$\phi = \left(\frac{\text{área de la esfera}}{\text{área de la partícula}} \right)_{\text{volumen}} \quad (3.1)$$

Por lo que la esfericidad se puede representar de la siguiente manera:

$$V = \frac{\pi d^3}{6} \quad (3.2)$$

$$A = \frac{dV}{dr} = 4\pi r^2 = \pi d^2 \quad (3.3)$$

Al tener en cuenta estas ecuaciones podemos obtener la siguiente ecuación para esfericidad:

$$\phi = \frac{d_v^2}{d_s^2} = \left(\frac{d_v}{d_s} \right)^2 \quad (3.4)$$

También es posible obtener lo siguiente:

$$\phi = \frac{d_{sv}}{d_v} \quad (3.5)$$

La mayoría de las partículas son irregulares, la esfericidad y los diámetros pueden calcularse exactamente por figuras geométricas.

3.2.4 Tamaño y densidad de la Partícula

Geldart [5] publicó una clasificación de partículas con respecto a como estos se fluidizan. Existen varios grupos considerados por Geldart que se presentan a continuación:

Grupo A: En este grupo se tienen como características un tamaño pequeño y baja densidad (1.4 g/cm^3). Se fluidizan con facilidad.

Grupo B: Este grupo contiene a la mayoría de los materiales de tamaño medio de 400 a 500 μm y densidad de 1.4 a 4 g/cm^3 , un ejemplo típico de este grupo es la arena. Fluidizan bien con burbujeo vigoroso.

Grupo C: Polvos muy finos y cohesivos, difíciles de fluidizar ya que las fuerzas entre partículas son mayores a las fuerzas logradas por el arrastre, como ejemplo el talco y la harina.

Grupo D: Las partículas del grupo D son grandes y densas

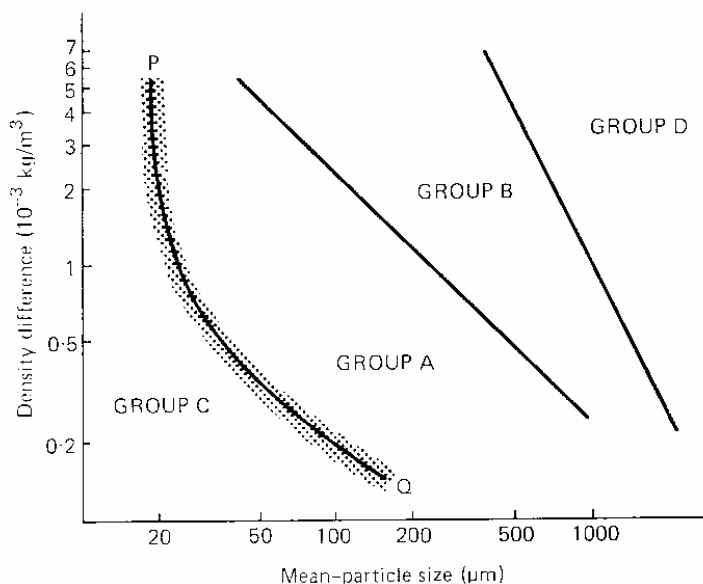


Figura 3.3 Clasificación de polvos por Geldart [5] de acuerdo a su densidad y diámetro promedio

El tamaño de la partícula es usualmente determinada por experimentación para obtener el peso fracción en cada fracción de tamaño. Existen varias maneras en las cuales se puede obtener el diámetro promedio de la partícula. El método mas aceptado para los cálculos de fluidización es la superficie volumen diámetro, d_{sv} , que esta dada por :

$$d_p = d_{sv} = \frac{1}{\sum x_i / d_{pi}} \quad (3.4)$$

Donde

d_p = Tamaño promedio de la partícula

x_i = Peso fracción de tamaño pantalla promedio d_{pi}

Este diámetro proporciona un peso mayor a partículas pequeñas y es el método de selección cuando la distribución del tamaño de la partícula esta involucrada.

La relación que se presente de espacio libre entre las partículas representa la porosidad del lecho fluidizado que esta ocupada por el espacio entre moléculas , es representada como ε_{mf} en condiciones de fluidización mínima. La cual es definida por la siguiente formula :

$$\varepsilon_{mf} = \frac{\text{Volumen hueco}}{\text{Volumen total}} = 1 - \frac{\text{Volumen del sólido}}{\text{Volumen del lecho}} \quad (3.5)$$

El volumen del sólido es conocido ya que se conocen los parámetros de masa y densidad del material. El volumen del lecho es posible obtenerlo multiplicando el área de la sección transversal por la altura del lecho, en condiciones de fluidización a velocidad mínima.

3.2.5 Flujo a través del lecho

Es posible observar la caída de presión Δp a través de un área A el cual es igual al peso por unidad de área de las partículas en el lecho, como se presenta en la siguiente ecuación.

$$\Delta p A = \frac{m}{\rho_p} (\rho_p - \rho_g) g \quad (3.6)$$

Donde

ρ_p = Densidad de la partícula [kg/m^3]

ρ_g = Densidad del fluido [kg/m^3]

En la ecuación anterior se puede ver la caída de presión hidrostática a lo largo del lecho, como la densidades de los gases son muy pequeñas con excepción de los sistemas presurizados es posible simplificar la ecuación.

$$\Delta p A = mg \quad (3.7)$$

La velocidad promedio en los lechos fluidizados es proporcional al gradiente de presión como lo muestra la siguiente ecuación:

$$U \propto \frac{\Delta p}{H} \quad (3.8)$$

Se han realizado estudios a partir de esta ecuación como lo encontró Kozeny [13], Ergun [11]. Obtuvo la siguiente ecuación a número de Reynolds menores que uno.

$$\frac{\Delta p}{H} = \frac{K\mu}{d_{sv}^2} \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} U \quad (3.9)$$

Donde

U =Velocidad superficial

El número de Reynolds esta dado por la siguiente ecuación:

$$\text{Re} = \frac{\rho_g U d_{sv}}{\mu} \quad (3.10)$$

La constante K depende de varios factores como el tipo de partícula, número de Reynolds, porosidad, etc. Por lo que Ergun [11] desarrollo una ecuación con números de Reynolds mayores a 1 la cual esta definida por:

$$\frac{\Delta p}{H} = \frac{p1}{\bar{p}} \left[150 \frac{(1-\varepsilon)^2}{\varepsilon^3} \frac{\mu U_1}{d_{sv}^2} + 1.75 \frac{1-\varepsilon}{\varepsilon^3} \frac{\rho_{g1} U_1^2}{d_{sv}} \right] \quad (3.11)$$

Donde

$\frac{p1}{\bar{p}}$ = Factor de corrección de compresibilidad

\bar{p} = Medida de la presión absoluta en el lecho

Debajo de un $\text{Re} < 1$ es un flujo laminar el primer término domina (lado derecho)

$$\frac{\Delta p}{H} \propto \frac{\mu U}{d_{sv}^2} \quad (3.12)$$

Cuando $\text{Re} > 1000$ el flujo es completamente turbulento el segundo término domina (lado izquierdo).

$$\frac{\Delta p}{H} \propto \frac{\rho_g U^2}{d_{sv}} \quad (3.13)$$

3.2.6 Regímenes de flujo

La presión es un factor muy importante ya que de este depende el comportamiento del gas a través de los tubos ya que este puede estar en estado molecular, intermedio o viscoso. Esto da lugar a diferentes regímenes de flujo, estos se pueden definir mediante el grupo adimensional.

El número de Knudsen se define como la relación entre la trayectoria libre promedio de las moléculas y el diámetro del ducto.

$$Kn = \frac{\lambda}{D} \quad (3.14)$$

Cuando $Kn \gg 1$, el flujo es molecular. En estas condiciones el gas se encuentra muy disperso, existen pocas colisiones entre las moléculas, por lo que el concepto de viscosidad no aplica. No es posible fluidizar.

Cuando $Kn \approx 1$, el flujo es intermedio. El comportamiento en estas condiciones está regido tanto por el fenómeno molecular como la viscosidad. Es posible operar un lecho fluidizado en estas condiciones.

Cuando $Kn \ll 1$, el gas se encuentra en un estado viscoso. El flujo que se presenta puede ser laminar de transición o turbulento, dependiendo directamente en el número de Reynolds. Los lechos fluidizados operan comúnmente en estas condiciones.

3.2.7 Regímenes de fluidización

En los procesos de fluidización podemos encontrar diferentes regímenes de flujo, estos regímenes dependen directamente de la densidad y tamaño de la partícula, la presión del gas y la temperatura, la velocidad de fluidización, diámetro del tubo que conforma el lecho y profundidad del lecho

Las formas más comunes de regimenes de fluidización son las siguientes:

Fluidización suave

Fluidización con burbujeo

Fluidización con Slugging axial y plano

Turbulento.

Fluidización de fase diluida con transporte neumático

La fluidización suave solo es posible realizarla con sistemas liquido-solido

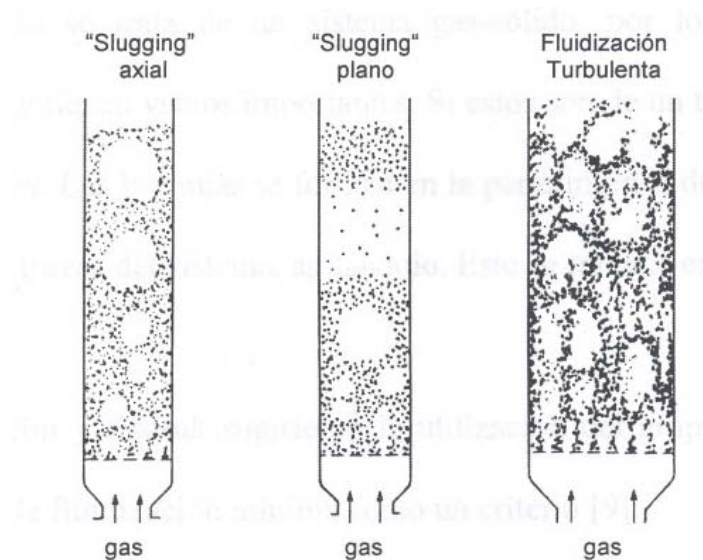


Figura 3.4 Regimenes de fluidización

3.2 Burbujeo de lechos Fluidizados

La creación de vacíos en los lechos fluidizados se les llama burbujas. Para poder hacer un estudio correcto del burbujeo en los lechos fluidizados, se deben distinguir la fase de burbuja y la fase de partículas siendo estas las partículas fluidizadas por un gas intersticial.

La formación de burbujas es causante del movimiento de la fase de partículas el cual es el principal factor de mezclado en lechos burbujeantes.

El movimiento de partículas es causante de la uniformidad térmica y altos niveles de transferencia de calor.

La burbuja se considera como un hueco vacío sin ninguna partícula dentro.

El desempeño del lecho fluidizado esta directamente relacionado cuando la burbuja emerge e intercambia gas con el gas de la fase densa.

3.3 Velocidad mínima de Burbujeo

Al igual que en los lechos fluidizados se presenta la velocidad mínima de fluidización, las burbujas también presentan una velocidad mínima de burbujeo la cual es la velocidad a la cual las burbujas aparecen y desaparecen, antes de que se presente la velocidad mínima de burbujeo es posible obtener una expansión sin burbujeo. Obtener la velocidad mínima de burbujeo es una tarea complicada ya que tomar valores experimentales es muy difícil. Geldart [5] realizó un trabajo experimental y propuso la relación siguiente :

$$U_{mb} = K_{mb} d_s \quad (3.15)$$

Donde:

d_s = Diámetro promedio en cm

K_{mb} = Valor es de 100, cuando el gas se encuentra a temperatura ambiente.

Se necesita otra ecuación para partículas finas (<100 μ m) esto para obtener valores de U_{mf} menores que U_{mb}

$$U_{mb} = 2.07^{0.716} \frac{d_s \rho_g^{0.06}}{\mu^{0.347}} \quad (3.16)$$

Donde:

F= fracción de las masas menores a 45 μ m

3.4 Velocidad Mínima de Fluidización

El punto mínimo de fluidización representa la transición entre los estados fluidizados. La velocidad mínima de fluidización es el parámetro más importante para el diseño de un proceso en un lecho fluidizado. Este parámetro se puede determinar experimentalmente analizando las caídas de presión en lechos estáticos y fluidizados, esta velocidad es sensible a la forma, tamaño y densidad de la partícula.

Para propósitos de diseño, es importante tener la capacidad de calcular la velocidad mínima de fluidización, esto evitando experimentación.

Muchos autores han estudiado esta pregunta y desarrollado algunas ecuaciones. Algunas de ellas con un razonable rango de validez.

Generalmente la expresión utilizada para obtener la velocidad mínima de fluidización se deriva de la ecuación de Kozeny [13] que esta dada por :

$$u_{mf} = \frac{\varepsilon_{mf}^3}{150(1 - \varepsilon_{mf})} \frac{(\rho_s - \rho_f)(\phi d_p)^2 g}{\mu} \quad (3.17)$$

Esta es la ecuación utilizada para partículas pequeñas en flujos laminares donde las fuerzas de viscosidad prevalecen. Para partículas mas grandes, un termino para los efectos inerciales es agregado el cual contiene u^2 esto requiere que una solución iterativa para la velocidad mínima de fluidización.

Cuando el fluido pasa a través de un lecho, la caída de presión se incrementa con al velocidad del fluido, de acuerdo con las ecuaciones de Δp hasta que la fuerza de arrastre es lo suficientemente grande para vencer a la fuerza de gravedad es decir:

Fuerza de arrastre = Peso de partículas

Si el lecho ha sido compactado o bloqueado es necesario un exceso de presión para poder liberar a las partículas, obteniendo la máxima porosidad causando un retroceso en la caída de presión teórica.

$$\Delta p_{lecho} A_{transversal} = A_{transversal} L_{mf} \left(1 - \varepsilon_{mf} \left[(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \right] \right) \quad (3.18)$$

Donde:

L_{mf} = altura del lecho en condiciones de fluidización incipiente [m]

ε_{mf} = porosidad del lecho en condiciones de fluidización incipiente [-]

ρ_s = densidad de la partícula [kg/m³]

ρ_g = densidad del gas [kg/m³]

Simplificando :

$$\frac{\Delta p_{lecho}}{L_{mf}} = (1 - \varepsilon_{mf}) \left[(\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \right] \quad (3.19)$$

El valor de ε_{mf} comúnmente se determina experimentalmente.

Ergun [11] correlaciono la caída de presión friccional de lechos de longitud L conteniendo partículas de diámetro d_p :

$$\frac{\Delta p_{fr}}{L_{mf}} g_c = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu u_o}{(\phi_s d_p)} + 1.75 \frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\rho_g u_o^2}{\phi_s d_p} \quad (3.20)$$

Donde:

μ = viscosidad dinámica [Pa s]

u_o = velocidad de gas [m/s]

ϕ_s = esfericidad [-]

Combinamos las dos ecuaciones anteriores para poder obtener una ecuación cuadrática u_{mf} la cual es usada para sólidos isotropicos:

$$\frac{1.75}{\varepsilon^3_{mf} \phi S} \left(\frac{dp u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon^3_{mf} \phi S^2} \left(\frac{dp u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d^3 p \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (3.21)$$

Wen y Yu [10] hicieron una correlación en la cual se involucran las constantes numéricas con los términos de porosidad usando el volumen del diámetro d_v en vez de d_{sv} por lo que propusieron el número de Arquímedes:

$$Ar = 1650 Re_{mf} + 24.5 Re_{mf}^2 \quad (3.22)$$

Reynolds es dado por la siguiente formula :

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g U_{mf} d_v}{\mu} \quad (3.23)$$

El número de Arquimides puede ser calculado también como :

$$Ar = \frac{d^3_p \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (3.24)$$

Ecuaciones empíricas han sido desarrolladas y estas predicen algunos fenómenos. Algún tipo de partículas puede sufrir de sinterización y suavización lo que ocasiona aglomeración, esto sucede en partículas grandes a altas temperaturas. El modelo matemático descrito anteriormente sufre de deformación de partículas, por lo que las ecuaciones deben ser modificadas como lo hizo Botterill [12].

$$U_{mf} = \frac{\mu}{\rho_f d_v} \left[(1135.7 + 0.0408 Ar)^{1/2} - 33.7 \right] \quad (3.25)$$

3.5 Velocidad Terminal

Si la velocidad del fluido es alta, el arrastre aerodinámico en las partículas puede ser lo suficientemente grande para transportarlas fuera del sistema, esto es llamado elutriación.

$$C_D \rho_g \frac{\pi d^2 U_T^2}{8} + \rho_g \frac{\pi d^3 g}{6} = \rho_s g \frac{\pi d^3}{6} \quad (3.26)$$

Donde:

C_D = coeficiente de arrastre [-]

d = diámetro medio de partícula [m]

U_T = velocidad Terminal [m/s]

ρ_g = densidad del gas [kg/m^3]

Despejando la velocidad Terminal tenemos que :

$$U_T = \sqrt{\frac{4gd(\rho_s - \rho_g)}{3C_D\rho_g}} \quad (3.27)$$

Se debe encontrar un coeficiente de arrastre con la siguiente gráfica en la cual se muestran los valores del coeficiente para una esfera.

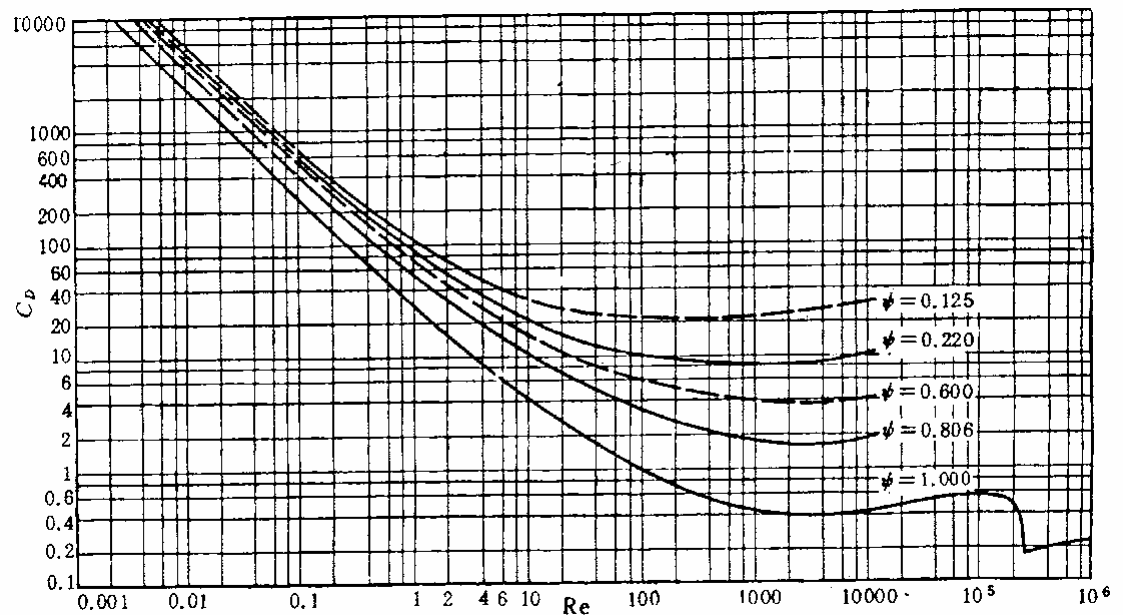


Figura 3.5 Valores de coeficiente de arrastre

$C_D = 24/Re$ para valores pequeños de Re , donde domina la viscosidad

$C_D =$ constante para valores elevados de Reynolds donde domina la fuerza cinética.

Para aplicaciones donde se necesita determinar la velocidad terminal de las partículas, el material es comúnmente fino y en la región donde aplica la ley de Stoke.

Para aquellos cuyo número de Reynolds es menor a 0.4:

$$u_t = \frac{d^2 p (\rho_p - \rho_f) g}{18\mu} \quad (3.28)$$

La velocidad terminal también puede ser calculada de la figura siguiente por cualquier tamaño de partícula. Las propiedades de los sólidos y de los gases son usadas para calcular dp/δ y ω . La grafica es usada para encontrar u/ω a $\varepsilon=1$ y dp/δ , la velocidad terminal es entonces u/ω veces ω .

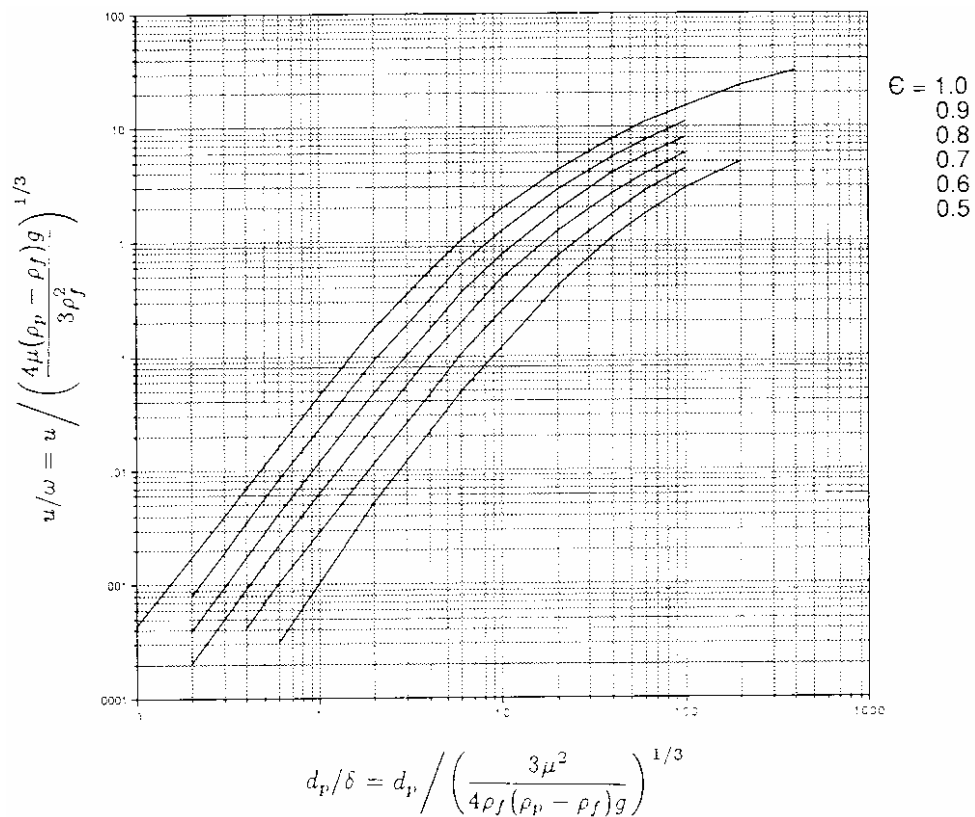


Figura 3.6 Diagrama de Howard [9] de Velocidad-diámetro no dimensional

3.6 Región Laminar

Cuando $Re < 0.2$ la región laminar se cumple. Stokes dedujo las ecuaciones analíticas de arrastre para partículas esféricas-rígidas-lisas, desplazándose en un fluido viscoso homogéneo con velocidad v .

$$F = 3\pi\mu v d_p \quad (3.29)$$

Para obtener la velocidad Terminal se pueden usar la siguiente formula

$$V_t, \text{ la min ar} = \frac{(\rho_p - \rho_f)gd^2v}{18\mu} \quad (3.30)$$

3.7 Región Turbulenta

Cuando $Re > 1000$ se entra a la región turbulenta. Se ocupa la siguiente ecuación

$$C_D = \frac{4(\rho_p - \rho_f)d_v g}{3\rho_f v_t^2} \quad (3.31)$$

Despejando para velocidad Terminal se obtiene lo siguiente.

$$V_t = \sqrt{\frac{4(\rho_p - \rho_f)gd_v}{3C_D\rho_f}} \quad (3.32)$$

Se han desarrollado otras ecuaciones para aplicaciones mas especializadas como las descritas por Pell [37] en las cuales las partículas son finas y se aplican cuando las leyes de Stokes son válidas $Re < 0.4$ la ecuación es la siguiente .

$$V_t = \frac{(\rho_p - \rho_f)gd^2v}{18\mu} \quad (3.33)$$

3.8 Diseño del distribuidor

Para el diseño del distribuidor se deben tomar en cuenta múltiples factores que son muy importantes como:

Coeficiente de arrastre

La caída de presión

Velocidad local esperada

Longitud de celda unitaria

Espesor del distribuidor

Número de orificios

3.8.1 Caída de presión

Debido a la acción del burbujeo del lecho fluidizado, existen cambios constantes en la caída de presión en el distribuidor. El gas trata de entrar en el lecho en la zona con menor caída de presión es por esto que la caída de presión debe ser suficientemente grande para superar las pequeñas anomalías.

Cuando hay reposo algunas partículas bloquearon algunos agujeros. El flujo que entra debe destapar los agujeros existiendo la posibilidad de que el flujo libre no se desarrolle en los agujeros tapados, si la caída de presión es suficiente permite abrir todos los orificios.

La caída de presión se diseña con respecto a la caída de presión producida por el lecho fluidizado. Para poder realizar esto se utiliza una relación de caída de presión.

Algunos autores como Pell [37] sugiere que la razón de la caída de presión debe ser de 0.4 a 0.5 si no representa un valor de costo. Creasy [16] propusieron la siguiente ecuación.

$$\frac{\Delta p_D}{\Delta p_B} = 0.01 + 0.2 \left[1 - e^{\frac{-D}{2H}} \right] \quad (3.34)$$

Donde:

D= Diámetro del lecho [m]

H= Altura del lecho [m]

Para lechos de diámetro grande se debe tomar en cuenta que la relación de presiones tiende a ser 0.21

3.8.2 Coeficiente de arrastre y velocidad local

Es necesario obtener la velocidad local en cada orificio por lo cual se utiliza la siguiente ecuación:

$$u_{or} = C_{dor} \sqrt{\frac{2\Delta Pd}{\rho_g}} \quad (3.35)$$

Donde:

u_{or} = Velocidad local [m/s]

C_{dor} = Coeficiente de arrastre [-]

ρ_g = Densidad del gas [kg/m³]

Podemos obtener diferentes valores para obtener el coeficiente de arrastre Kunii y Levenspiel [15] mencionan una ecuación para poder obtenerlo .

$$C_{dor} = 0.82 \left(\frac{t}{d_{or}} \right)^{0.13} \quad (3.36)$$

Donde

t = Espesor de distribuidor [mm]

d_{or} = Diámetro de los orificios [mm]

3.9 Procedimiento Generalizado

Para poder realizar el diseño de un distribuidor se Kunii y Levenspiel [15] proponen un procedimiento generalizado que se muestra a continuación:

Determinar la caída de presión necesaria a lo largo del distribuidor

Obtener el valor de coeficiente de arrastre

Determinar la velocidad del gas a través del orificio

Decidir en el número de orificios por unidad de área necesarios en el distribuidor, encontrar el diámetro del orificio con la siguiente ecuación:

$$u_0 = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 u_{or} N_{or} \quad (3.37)$$