

## **CAPÍTULO 3**

### **PRINCIPIOS DE FLUIDIZACIÓN**

#### **3.1 ESTADO FLUIDIZADO**

La fluidez de un líquido tiene su origen en la movilidad de las partículas que lo constituyen. Es posible separar las partículas de un sólido suficientemente para que ganen esta movilidad, mediante el flujo constante de un líquido o un gas a una velocidad suficiente. Cuando este líquido tiene una velocidad pequeña, los intersticios entre las partículas ofrecen la suficiente resistencia para provocar una caída de presión. Ésta aumenta conforme la velocidad del fluido se incrementa, pero llega un momento en que se iguala al peso de las partículas que comienzan a separarse una de otras. Se dice entonces que están flotando hidrodinámicamente, o en estado fluidizado. Es posible que la velocidad del fluido siga elevándose; esto tiene como resultado que el espacio entre partículas se haga aun mayor, pero sin tener efecto en la diferencia de presión.

#### **3.2 ACARREO, ARRASTRE Y ELUTRACIÓN.**

Comúnmente los términos acarreo, arrastre, y elutración son utilizados de la misma manera para describir la eyección de partículas de la superficie con burbujas de un lecho fluidizado y su remoción de la corriente de gas. El término elutración también describe la técnica utilizada para determinar el tamaño de partículas más pequeñas que los agujeros de un tamiz. Esto implica hacer pasar aire o agua a través de un tubo con una velocidad conocida hacia arriba a través de una muestra de polvo hasta que no más sea transportado. El polvo recolectado es pesado y su tamaño se calcula utilizando la ley de Stokes.

La terminología y proceso que ocurre durante el "arraste" es mejor ilustrado con una serie de experimentos. Imaginemos una columna vertical en la cual se pueden introducir partículas sólidas. Primero se pondrá dentro una sola partícula. Las partículas contenidas cercanas a las paredes tienen la menor velocidad, conforme se van alejando de la pared la velocidad tiende a aumentar hasta que ésta alcanza el estado estable también conocido como "steady falling rate", a éste punto se le conoce como velocidad terminal (Geldart, 1986).

Ahora se hará pasar aire hacia arriba del tubo, a una velocidad superficial igual a la velocidad terminal de las partículas y se vierten una vez más las partículas. La forma en que se comportan ahora depende de ciertos factores. Si el flujo de gas es laminar, respecto a la columna se presentará una distribución de velocidad parabólica a través del tubo, la velocidad en la parte central del tubo será dos veces la velocidad presente cerca de las paredes del mismo, y cero en la pared. Dependiendo de su posición radial la partícula se moverá hacia arriba o hacia abajo (figura 3.1). Si el flujo de gas es turbulento no solamente la velocidad a través del tubo varía, también se presenta una fluctuación de velocidades respecto del tiempo, haciendo que el movimiento de las partículas sea impredecible.

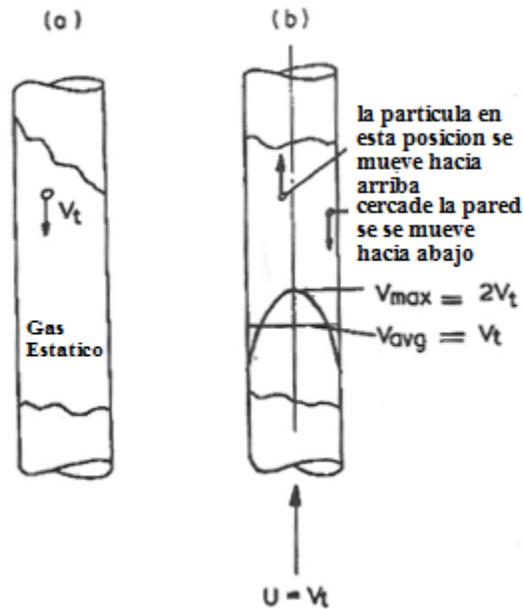


Figura 3.1 Movimiento de una partícula por un tubo (a) sin un flujo de gas hacia arriba (b) con un flujo de gas hacia arriba

### 3.3 MÉTODOS DE FLUIDIZACIÓN

Es importante clasificar los sistemas gas-líquido-sólido de acuerdo a su comportamiento hidrodinámico. El comportamiento fluidinámico se caracteriza por el tipo de operación, dirección de flujo, continuidad de las fases e inherentemente relacionado con el estado de movimiento de la fase sólida. La clasificación de los sistemas fluidizados puede ampliarse de la siguiente forma gas-líquido, gas-sólido, líquido-sólido, aunque es conveniente y práctico extender esta clasificación de acuerdo al estado de las partículas en movimiento de manera similar para los sistemas gas-sólido o líquido-sólido. El estado de partículas en movimiento puede subdividirse en tres regímenes básicos de operación: régimen de lecho fijo, régimen de lecho expandido, régimen de transporte. El régimen de lecho fijo se presenta cuando las fuerzas de arrastre inducida a las partículas en el lecho es menor que el peso efectivo de las partículas del sistema.

Cuando incrementamos la velocidad del gas o líquido, y las fuerzas de arrastre equilibran el peso efectivo de las partículas, el lecho se encuentra en el estado de mínima fluidización y marca el principio del régimen de expansión. Con un aumento aún mayor en la velocidad del gas o líquido mas allá de la velocidad mínima de fluidización el sistema se encontrará en el régimen de lecho expandido hasta que la velocidad del gas o líquido alcanza la velocidad Terminal de la partícula ( $U_t$ ). Con velocidades arriba de la velocidad ( $U_t$ ) el lecho se encontrará en el régimen de transportación.

### **3.4 FLUIDIZACIÓN GAS-SÓLIDO.**

Cuando se habla de lechos fluidizados de gas se debe estar consciente de la amplia gama de comportamientos que presentan. Tomando en cuenta las formas irregulares, las densidades bajas y la gran variedad de tamaños, nos hacemos la idea de la variedad de formas de fluidizar que presentan. En condiciones ideales se considera que las partículas no están en contacto con otras partículas a su alrededor, sin embargo, en condiciones normales de operación esto ocurre en gran manera, es por esto, que las superficies se toman mas finas.

La fluidización entre partículas sólidas alcanza sistemas heterogéneos gracias a la acción de un gas. Una característica de estos sistemas, es la formación de burbujas de gas en el fondo del lecho, encima del distribuidor, estas viajan a través del lecho aumentando su tamaño, para después unirse y reventarse en la superficie.

El punto mínimo de fluidización corresponde siempre a condiciones homogéneas por lo cual prácticamente el efecto de las burbujas que se generan en el proceso no deben de ser tomados en consideración (Boterill, 1975).

### 3.5 REGÍMENES DE FLUJO

El comportamiento de un gas fluyendo a través de un tubo depende de la presión y que puede estar en estado molecular, intermedio o viscoso. Como resultado se pueden tener diferentes regímenes de flujo, y es posible definirlos mediante el grupo adimensional Knudsen, definido como la relación entre la trayectoria libre promedio de las moléculas ( $\lambda$ ) y el diámetro del ducto (D) (Arnaldos,1998)

$$Kn = \frac{\lambda}{D} \quad \text{Ecuacion (3.1)}$$

Si  $Kn \gg 1$  se tiene un flujo molecular. En estas condiciones, el gas esta muy disperso y existen pocas colisiones entre moléculas lo cual hace que el concepto de viscosidad no tenga aplicación. No es posible fluidizar

Si  $Kn \approx 1$  se tiene un flujo intermedio. El comportamiento esta regido tanto por el fenómeno molecular y la viscosidad. Se puede operar un lecho fluidizado en estas condiciones.

Si  $Kn \ll 1$  el gas está en un estado viscoso. El flujo observado puede ser laminar, de transición o turbulento dependiendo en el número de Reynolds. Los lechos fluidizados operan comúnmente en estas condiciones.

### 3.6 REGÍMENES DE FLUIDIZACIÓN.

Una vez fluidizados, los lechos de partículas también pueden ser operados en una variedad de diferentes regímenes de flujo, dependiendo del tamaño de partícula y densidad, presión del gas y temperatura, velocidad de fluidización, profundidad del lecho, diámetro del lecho y construcción de la rejilla para alimentar el fluido. Los regímenes de fluidización son: el burbujeante, el de burbujas grandes y el turbulento (ver figura 3.2).

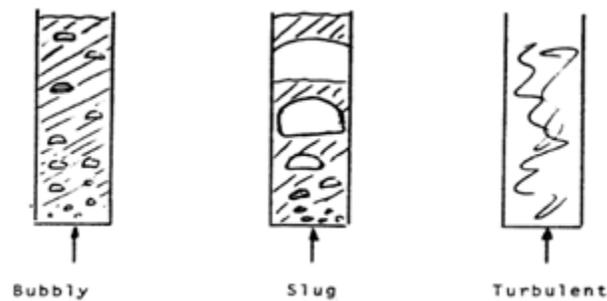


Figura 3.2 Regímenes de fluidización

(Staub y Canada 1978) y otros investigadores han desarrollado mapas de regímenes de flujo a partir de varios experimentos con varios lechos fluidizados. Estos mapas nos permiten visualizar el régimen de fluidización en base a determinadas características del lecho fluidizado.

### 3.7 CAÍDA DE PRESIÓN

#### 3.7.1 EN UN LECHO FIJO.

La caída de presión a través del lecho provocada por el fluido que pasa a través del lecho con un flujo:

$$\dot{m} = \rho_g u_0 A \quad \text{Ecuación (3.2)}$$

se puede expresar con la siguiente ecuación, formulada por Ergun (1952):

$$\frac{\Delta p}{L} g_c = 150 \frac{(1-\varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \frac{\mu U_0}{(\phi_s d_p)^2} + 1.75 \frac{1-\varepsilon_m}{\varepsilon_m^3} \frac{\rho_g U_0^2}{\phi_s d_p} \quad \text{Ecuación (3.3)}$$

donde

$\dot{m}$ =Flujo masico [kg/s]

$\Delta p$ =Diferencial de presión [Pa]

$L$ =altura del lecho [m]

$g_c$ =constante dimensional [N/kg]

$\varepsilon_m$ =porosidad del lecho [-]

$\mu$ =viscosidad [N.s/m<sup>2</sup>]

$U_0$ =flujo volumétrico en equilibrio [m/s]

$\phi_s$ =esfericidad de la particula [-]

$d_p$ =diámetro de particula [m]

$\rho_g$ =densidad del fluido [kg/m<sup>3</sup>]

La caída de presión en la ecuación anterior representa dos factores: la pérdida de energía cinética y la pérdida por viscosidad. Con números de Reynolds menores a 20, las pérdidas por viscosidad predominan y la ecuación se simplifica a

$$\frac{\Delta p}{L} g_c = 150 \frac{(1-\varepsilon_m)^2}{\varepsilon_m^3} \frac{\mu U_0}{(\phi_s d_p)^2} \quad \text{Ecuación (3.4)}$$

$$\text{si,} \quad Re_p = \frac{d_p \rho_g U_0}{\mu} < 20$$

Con números de Reynolds altos, sólo se deben considerar las pérdidas por energía cinética, por lo que la ecuación de Ergun se simplifica a:

$$\frac{\Delta p}{L} g_c = 1.75 \frac{1-\varepsilon_m}{\varepsilon_m^3} \frac{\rho_g U_0^2}{\phi_s d_p} \quad \text{Ecuación (3.5)}$$

$$\text{si,} \quad Re_p > 1000$$

En la región intermedia ( $20 < Re_p < 1000$ ) ambos términos deben utilizarse.

### 3.7.2 EN UN LECHO FLUIDIZADO.

Al alcanzar el fluido la velocidad mínima de fluidización, los espacios entre las partículas del lecho aumentan, reduciendo la caída de presión. Al aumentar la velocidad más allá de la velocidad de fluidización, el lecho se expande y las burbujas ascienden. A pesar de esto la caída de presión permanece prácticamente sin cambios. Esto se debe a que la densa fase gas-sólido se puede deformar fácilmente sin oponer una resistencia considerable. Esta caída de presión se puede expresar mediante la siguiente ecuación:

$$\Delta P = L_{mf}(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g \quad \text{Ecuación (3.6)}$$

donde

$L_{mf}$ =altura del lecho a la velocidad mínima de fluidización [m]

$\varepsilon_{mf}$ =porosidad del lecho a la velocidad mínima de fluidización

$\rho_s$ =densidad de la partícula [kg/m<sup>3</sup>]

Con el incremento de la velocidad del fluido la caída de presión aumenta proporcionalmente hasta llegar a la velocidad mínima de fluidización ( $U_{mf}$ ) donde, como se mencionó anteriormente, la caída de presión se estabiliza, como se observa en la figura 3.3.

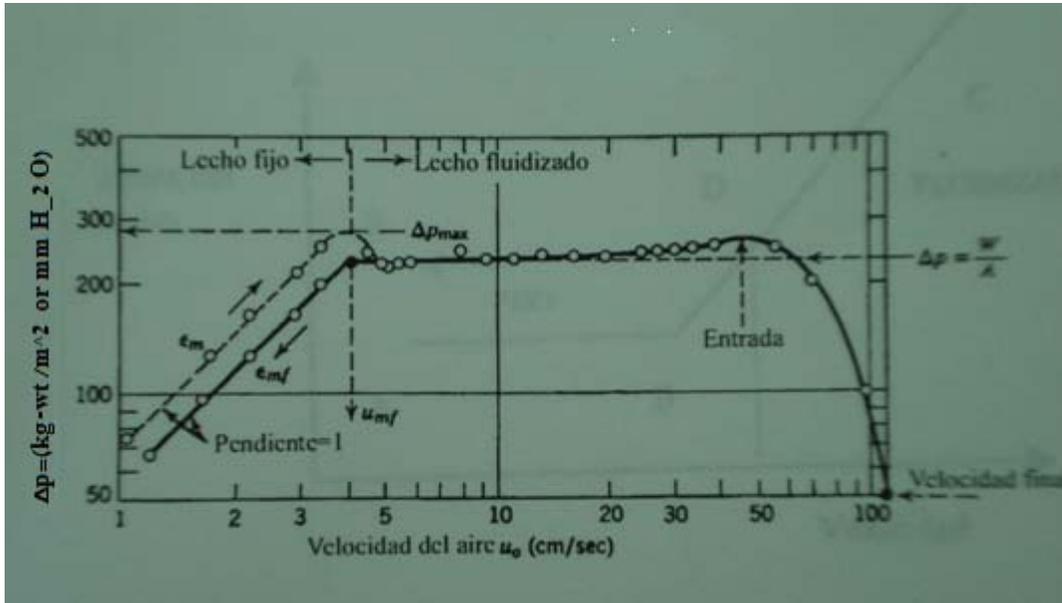


Figura 3.3 Etapas del proceso de fluidización

La recta AB de la figura 3.4 corresponde al lecho en estado fijo o compacto. Cuando la velocidad del fluido alcanza el valor de  $U_{mf}$  (representado por el punto B), la caída de presión se estabiliza tendiendo a un valor determinado. La recta DE representa la reducción de la velocidad del fluido. Este fenómeno está íntimamente relacionado con el comportamiento de la expansión del lecho.

La recta AB en el caso de la figura 3.4, muestra una constancia en la altura del lecho hasta que se alcanza el valor de  $U_{mf}$ . Una vez que esto sucede, el lecho se expande y esto corresponde a un fenómeno de expansión que caracteriza a los lechos fluidizados. Al reducirse la velocidad de fluidizado, representada por la trayectoria CDE, las partículas comienzan a perder su estado de expansión y forman un lecho fijo con porosidad con un valor cercano a  $\epsilon_{mf}$ . Al llevar la velocidad del fluido a cero, el lecho presenta pequeñas vibraciones que llevarán a los intersticios a su valor inicial, representado por la recta AB.

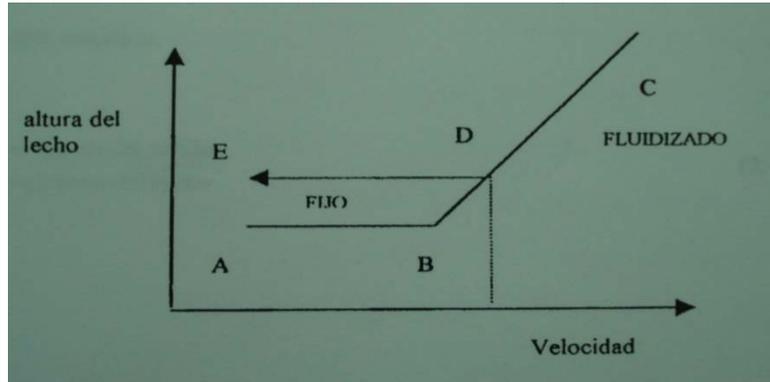


Figura 3.4 Variación de la altura de un lecho fluidizado con respecto a la velocidad

### 3.7 CAÍDA DE PRESIÓN EN EL DISTRIBUIDOR.

Para lograr que las partículas, que se encuentran estáticas en el fondo del lecho comiencen a fluidificar, se suministra un fluido al lecho, por lo que es necesario tener una diferencia de presión alta a la entrada del distribuidor, que como hemos visto anteriormente es el encargado de distribuir el flujo uniformemente. Este lo conocemos como caída de presión en el distribuidor y se denomina como  $\Delta p_D$ . El parámetro a considerar es la caída de presión del distribuidor al pasar a través del lecho fluidizado  $\Delta p_D / \Delta p_B$ , este valor depende directamente de la altura del lecho  $H$  y el diámetro  $D$ . De acuerdo con esto Creasy (1971) propuso la siguiente ecuación para determinar la caída de presión en el distribuidor y que se presente una operación satisfactoria, esta ecuación es la siguiente:

$$\frac{\Delta p_D}{\Delta p_B} = 0.01 + 0.2 \left\{ 1 - \exp\left(\frac{-D}{2H}\right) \right\} \quad \text{Ecuación (3.7)}$$

Cuando se fija el valor de  $\Delta p_B$  de acuerdo al peso de sólido por cada unidad de área, la selección de un valor apropiado para  $\Delta p_D / \Delta p_B$  determina el valor requerido para  $\Delta p_D$  de igual forma es necesario considerar la velocidad promedio del gas,  $U_{or}$  or, que pasa a través del distribuidor y de esta forma determinar los valores de caída de presión necesarios:

$$U_{or} = \frac{U_w}{f_{or}} \quad \text{Ecuación (3.8)}$$

Donde

$U_w$ =velocidad superficial del gas en la cámara [m/s]

$f_{or}$ =fracción de área abierta del distribuidor [-]

De esta forma podemos definir la caída de presión a través del distribuidor aplicando la ecuación de Bernoulli:

$$\Delta p_d = \frac{\rho g w}{2} \left\{ \left( \frac{U_{or}}{C_d} \right)^2 - U_w^2 \right\} \quad \text{Ecuación (3.9)}$$

El coeficiente  $C_d$  se determina en base a la forma del orificio y el espesor de la placa. En el caso de que la placa tenga orificios circulares con un diámetro  $d_{or}$  mayor que el espesor de la placa  $t$ , el coeficiente  $C_d$  toma el valor de 0.6, mientras que si la relación  $t/d_{or} > 0.09$  el coeficiente  $C_d$  puede calcularse de la siguiente forma de acuerdo con los estudios realizados por Creasy (1971)

$$C_d = 0.82 \left( \frac{t}{d_{or}} \right)^{0.13} \quad \text{Ecuación (3.10)}$$

### 3.8 VELOCIDAD MÍNIMA DE FLUIDIZACIÓN

La velocidad del fluido a la cual el lecho pasa de fijo a fluidizado se denomina velocidad mínima de fluidización. Esta velocidad se obtiene mediante la igualación de las dos ecuaciones (3.3) y (3.6) de la caída de presión, como se muestra en la figura.

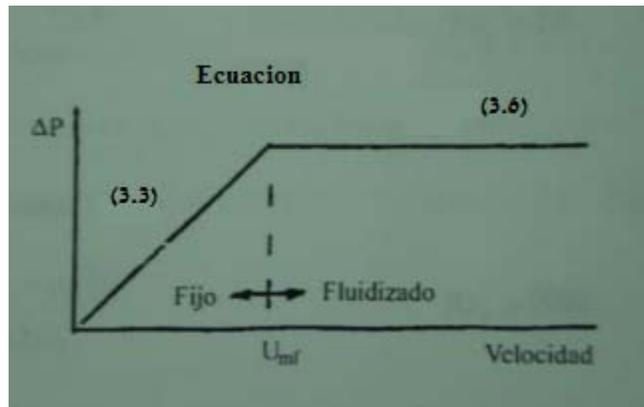


Figura 3.5 Transición de lecho fijo a lecho fluidizado

$$\frac{1.75}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} \left( \frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad \text{Ecuación (3.11)}$$

Utilizando las aproximaciones de Wen y Yu (1966):

$$\frac{1}{\phi_s \varepsilon_{mf}^3} = 14 \quad \text{Ecuación (3.12)}$$

$$\frac{1-\varepsilon_{mf}}{\phi_s^2 \varepsilon_{mf}^3} = 11 \quad \text{Ecuación (3.13)}$$

La ecuación de  $U_{mf}$  se reduce a

$$\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} = \left[ (33.7)^2 + 0.408 \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{3}} - 33.7 \quad \text{Ecuación (3.14)}$$

o para partículas pequeñas.  $Re_p < 20$

$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu^2} \quad \text{Ecuación (3.15)}$$

y para partículas grandes  $Re_p > 1000$

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \rho_g} \quad \text{Ecuación (3.16)}$$

Al aumentar la velocidad del fluido más allá de la velocidad mínima de fluidización y dependiendo de las características del lecho, se alcanzará un punto, en el que se comienzan a formar burbujas en el fondo del lecho. El comportamiento de estas burbujas se da de distintas maneras. La velocidad, forma y tamaño de las burbujas tienen una gran importancia cuando se habla de mezcla de partículas ya que, por ejemplo, en burbujas de

tamaño pequeño las partículas resbalarán suavemente alrededor de ellas, y si se trata de burbujas muy grandes, las partículas se desplazarán junto con ellas en su movimiento ascendente, ocasionando que las partículas caigan al desintegrarse las burbujas. La formación de burbujas en velocidades cercanas a la mínima de fluidización tiende a presentarse cerca de las paredes, al aumentar la velocidad y al crecer las burbujas estas tienden a elevarse por la parte central del lecho. Un parámetro importante en la conducta de las burbujas es la velocidad de elevación  $U_b$ .

### 3.9 LA VELOCIDAD TERMINAL

A velocidades de fluido suficientemente grandes, el arrastre aerodinámico de las partículas es suficientemente grande para llevar las partículas del sistema. Este proceso se llama elutriación. Para el equilibrio estático, la suma de las fuerzas de arrastre con las de flotación debe ser iguales al peso de la partícula. Cuando una partícula de tamaño  $d_s$  cae a través de un fluido, su velocidad terminal de caída libre puede ser estimada, de acuerdo a la mecánica de fluidos, a través de la siguiente expresión:

$$u_t = \left[ \frac{Ad_s(\rho_s - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2} \quad \text{Ecuación (3.17)}$$

Donde  $C_D$  es un coeficiente de arrastre del gas. Este coeficiente puede ser relacionado con el número de Reynolds, pues varía de acuerdo al régimen del flujo.

La figura 3.6 es una representación gráfica de estas ecuaciones, que permite obtener  $u_t$

dado  $d_s$  y las propiedades físicas del sistema. Esta gráfica introduce una partícula adimensional,  $d_p^*$ , y una velocidad terminal del gas adimensional,  $u_t^*$ . Estos parámetros se definen como:

$$d_p^* = d_p \left[ \frac{\rho_g(\rho_s - \rho_g)g}{\mu^2} \right]^{1/3} = Ar^{1/3} = \left( \frac{3 Re_p}{4 C_d} \right)^{1/3} \quad \text{Ecuación (3.18)}$$

$$u_t^* = u_t \left[ \frac{\rho_g^2}{\mu(\rho_s - \rho_g)g} \right]^{1/3} = \frac{Re_p}{Ar^{1/3}} = \left( \frac{4 Re_p}{3 C_d} \right)^{1/3} \quad \text{Ecuación (3.19)}$$

Haider y Levenspiel (1989) presentaron la siguiente aproximación para la velocidad terminal de las partículas de esfericidad  $0.5 < \phi_s < 1$

$$u_t^* = \left[ \frac{18}{(u_t^*)^2} + \frac{2.335 - 1.744\phi_s}{(d_p^*)^{0.5}} \right]^{-1} \quad \text{Ecuación (3.20)}$$

Para partículas esféricas,  $\phi_s = 1$ , esta expresión se reduce a:

$$u_t^* = \left[ \frac{18}{(d_p^*)^2} + \frac{0.591}{(d_p^*)^{0.5}} \right]^{-1} \quad \text{Ecuación (3.21)}$$

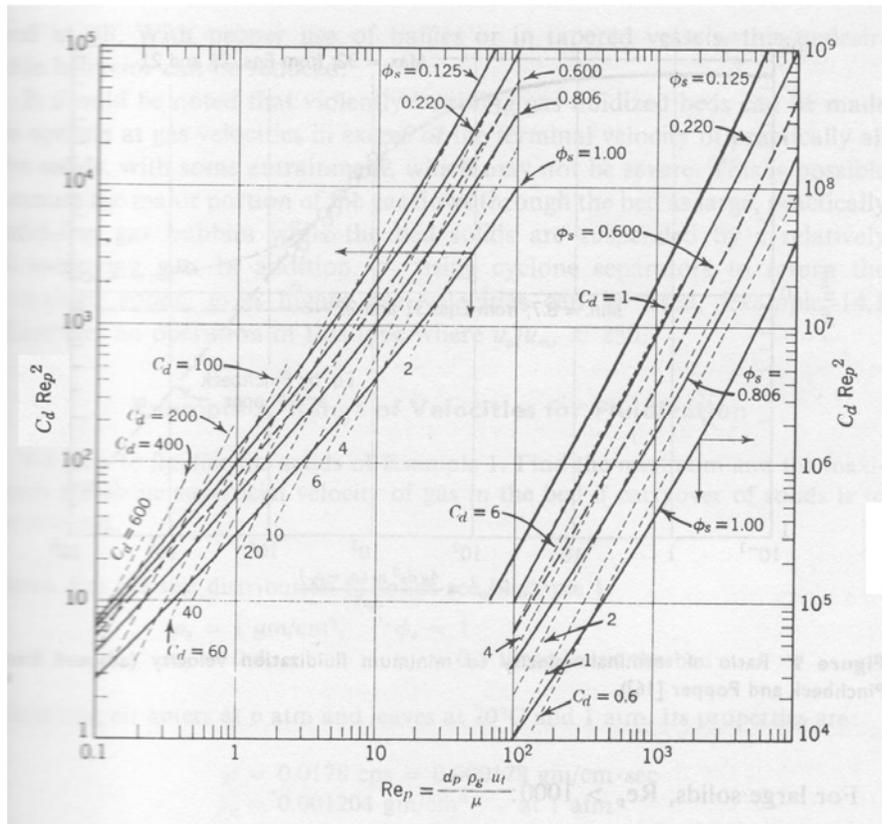


Figura 3.6 Gráfica para calcular la velocidad Terminal de partículas en caída libre (Brown et. Al.1950)

Para reducir la remanencia de partículas de un lecho fluidizado, la velocidad del gas se debe mantener entre  $u_{mf}$  y  $u_t$ . La razón  $u_{mf}/u_t$  depende del tamaño de la partícula. Para partículas esféricas y  $\varepsilon_{mf} = 0.4$  tenemos para sólidos finos,

$$\frac{u_t}{u_{mf}} = 78 \quad \text{Ecuación (3.22)}$$

y para sólidos grandes

$$\frac{u_t}{u_{mf}} = 9.2 \quad \text{Ecuación (3.23)}$$

Los lechos fluidizados, sin embargo, también pueden ser operados a velocidades más allá de la velocidad terminal, sin una remanencia excesiva de los sólidos. Esto es posible debido a la gran fracción de gas que fluye a través del lecho como burbujas de alta velocidad.

La velocidad terminal es de gran importancia en las correlaciones de transporte, en sedimentación, diseño de ciclones líquidos y gaseosos, y otras áreas de ingeniería química,

### **3.10 CARACTERÍSTICAS DE LA BURBUJA**

#### **3.10.1 VELOCIDAD MÍNIMA DE BURBUJEO**

Cuando se incrementa la velocidad mínima de fluidización en un lecho fluidizado, este puede expandirse homogéneamente sin que aparezcan burbujas, sin embargo a medida que se continua incrementando la velocidad comienzan a aparecer burbujas. Este comportamiento es muy característico de los polvos finos. A la velocidad máxima registrada justo antes de que el lecho expandido se convierta en un lecho con burbujas se le conoce como velocidad mínima de burbujeo.

El cálculo de este parámetro es complicado de obtener de una manera confiable, ya que se necesita un proceso experimental muy cuidadoso para evitar que el lecho se transforme en un lecho con burbujas a la hora de realizar las mediciones. Sin embargo se han logrado establecer ecuaciones que permiten calcular la velocidad mínima de burbujeo para polvos cuyas partículas sean muy pequeñas, menos de 100 micras.(Abrahamsen 1980).

$$u_{mb} = 2.07[\exp(0.716F)] \frac{d_s \rho^{0.06}}{\mu^{0.347}} \quad \text{Ecuación (3.24)}$$

donde

F=Fracción de sólidos menores a 45 $\mu\text{m}$  [-]

$\mu$ = viscosidad [N.s/m<sup>2</sup>]

$d_s$ =diámetro de la partícula [m]

$\rho$  =densidad del fluido [kg/m<sup>3</sup>]

Al combinar las ecuaciones de velocidad mínima de fluidización con la ecuación:

$$Re_{mf} = \left[ 33.7^2 + \frac{0.0408 d_p^3 \rho (\rho_p - \rho) g}{\mu^2} \right]^{\frac{1}{2}} - 33.7 \quad \text{Ecuación (3.25)}$$

Para calcular la razón entre ellas, se obtiene la ecuación 3.26, donde el término F es la fracción de sólidos que son menores a 45 micras y  $d_s$  es el diámetro del sólido (Pell 1990).

$$\frac{u_{mb}}{u_{mf}} = \frac{2300 \rho^{0.126} \mu^{0.523} \exp(0.716F)}{d_s^{0.8} g^{0.934} (\rho_s - \rho_g)^{0.934}} \quad \text{Ecuación (3.26)}$$

### 3.10.2 VELOCIDAD DE ASCENSO DE LA BURBUJA

Se ha desarrollado una ecuación para poder medir la velocidad de ascenso de la burbuja cuando se considera una sola burbuja aislada que se eleva dentro de una columna con un diámetro grande. El término  $D_b$  de la ecuación 3.27 se refiere al diámetro de la burbuja (Howard 1989),

$$U_b = 0.71\sqrt{gD_b} \quad \text{Ecuación (3.27)}$$

### 3.10.3 TAMAÑO DE LA BURBUJA

La forma que normalmente adopta una burbuja en un lecho fluidizado con partículas del grupo A y B de la clasificación de Geldart suele ser casi esférica y con un menisco en la parte inferior como se muestra en la figura 3.7.

Si la relación existente entre la densidad y tensión superficial es lo suficientemente grande para despreciar los efectos de la tensión superficial, y así asumir que la burbuja va a adoptar la misma forma generalmente (Davidson 1985), entonces:

$$\frac{\rho D_b^2 g}{\sigma} > 40 \quad \text{Ecuación (3.28)}$$

Donde,

$D_e$  = el diámetro equivalente del volumen de la burbuja [m]

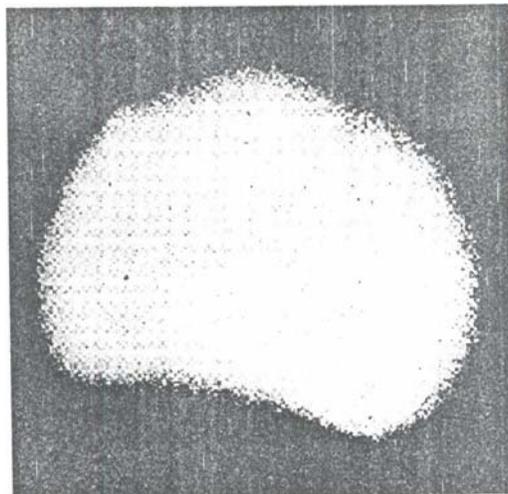
$\rho$  = la densidad del fluido [ $\text{kg}/\text{m}^3$ ]

$\sigma$  = tensión interfacial. [ $\text{N}/\text{m}$ ]

$$D_e = \left( \frac{6V_b}{\pi} \right)^{1/3}$$

Ecuacion (3.29)

Donde  $V_b$  es el volumen de la burbuja [ $\text{m}^3$ ]



**Figura 3.7 Rayos X de una burbuja en un lecho fluidizado, (Davidson 1985)**

### 3.11 PROPIEDADES DE LAS PARTÍCULAS

#### 3.11.1 CLASIFICACIÓN

Como se verá, las propiedades de las partículas impactan en la velocidad mínima de fluidización, pero también en otros factores. Es importante formar ciertas clases de partículas para las cuales su comportamiento en el lecho fluidizado sea similar. De esta forma es posible extrapolar los resultados obtenidos con un tipo de partícula a otras partículas con características parecidas. Mediante la observación de la fluidización de diferentes partículas, Geldart (1986) logró una clasificación, de menor a mayor tamaño (ver figura 3.8)

Grupo C: polvos muy finos o cohesivos. Son difíciles de fluidizar debido a que las fuerzas entre partículas son más importantes que las logradas por el arrastre. El talco y la harina son buenos ejemplos

Grupo A: materiales que tienen un tamaño medio pequeño o una baja densidad ( $<1.4 \text{ g/cm}^3$ ) Se fluidizan fácilmente.

Grupo B: parecidos a la arena, o partículas con diámetro medio de 40 a 500  $\mu\text{m}$  y densidad de 1.4 a  $4 \text{ g/cm}^3$ . Fluidizan bien con un burbujeo vigoroso.

Grupo D: partículas grandes y/o densas. Lechos profundos son difíciles de fluidizar.

Algunos ejemplos son los guisantes y los granos de café.

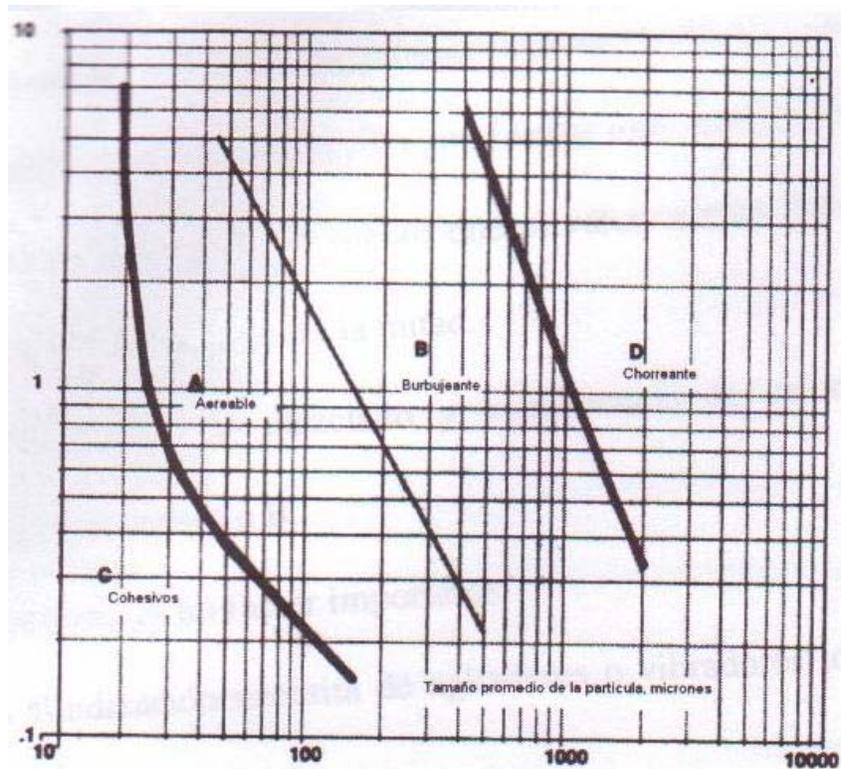


Figura 3.8 Clasificación de las partículas de acuerdo a su densidad y diámetro promedio, (Geldart 1986)

### 3.11.2 DENSIDAD DE LA PARTÍCULA Y POROSIDAD DEL LECHO

Existen diferentes tipos de partículas y por lo tanto distintas porosidades hasta en el mismo tipo de partículas y algunas de estas partículas cuentan con porosidades abiertas. Esto es hacia el ambiente afectando las propiedades de la partícula. Existen las porosidades cerradas las cuales son huecos en la partícula que no tienen contacto con el ambiente.

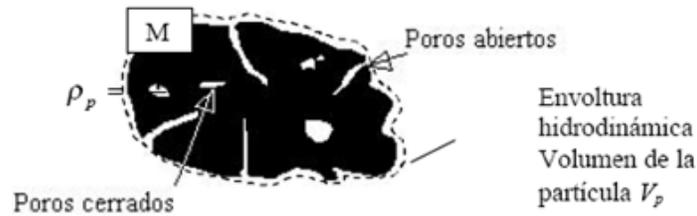


Figura 3.9 Partícula porosa

La densidad de la partícula se define como,

$$\rho_p = \frac{\text{Masa de una Partícula}}{\text{Volumen de la partícula sin poros}} \quad \text{Ecuación (3.30)}$$

Hay que notar que el volumen incluye los poros, ya sean cerrados o abiertos. También existe otro tipo de densidad la cual es la densidad del lecho o bulto,  $\rho_B$ , el cual incluye el vacío entre las partículas. Para partículas compactas (no porosas) la densidad de la partícula es igual a la densidad absoluta del material  $\rho_{ABS}$ . Para partículas porosas  $\rho_B < \rho_{ABS}$  y no puede ser determinado por métodos comunes. Para partículas porosas grandes puede usarse el porosímetro de mercurio para determinar la densidad de la partícula. Este método no puede ocuparse en partículas pequeñas dado que el mercurio no entra en los poros.

Existe otro parámetro muy utilizado para la medición de los huecos u poros el término en inglés para designar este parámetro es: "the voidage" (la porosidad) y es definida como:

$$\varepsilon = \frac{\text{Volumen del lecho} - \text{Volumen de las partículas}}{\text{Volumen del lecho}} \quad \text{Ecuación (3.31)}$$

Que mide simplemente el porcentaje de huecos en el lecho y puede ser escrito como:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_B}{\rho_p} \quad \text{Ecuación (3.32)}$$

### 3.11.3 ESFERICIDAD

Para definir la esfericidad Allen (1981) menciona varios conceptos los cuales tratan de describir el tamaño de una partícula; pero solo cuatro serán descritos debido a que estos son los diámetros de las partículas más fáciles de medir y por lo tanto los más comunes y conocidos.

$d_p$  = *sieve size* (tamaño tamiz): El ancho del mínimo apertura del cuadrado del tamiz por donde la partícula puede pasar.

$d_v$  = *volume diameter* (volumen diámetro): El diámetro de una esfera teniendo el mismo volumen que la partícula.

$d_{sv}$  = *surface/volume diameter* (superficie/volumen diámetro): El diámetro de una esfera

teniendo la misma razón de superficie área/volumen como la partícula a estudiar.

$d_s = \text{surface diameter}$  (diámetro de superficie): El diámetro de una esfera teniendo la misma superficie como la partícula.

Las partículas no son completamente esféricas por lo que se requiere de un valor que determine cuanto se acercan a ser completamente esféricas. Debido a esto caracterizamos la forma con la esfericidad,  $\phi$ ,

$$\phi = \frac{\text{Área superficial de una esfera del mismo volumen de una partícula}}{\text{área superficial de la partícula}} \quad \text{Ecuación (3.33)}$$

La esfericidad puede verse de la siguiente manera sabiendo que,

$$V = \frac{4}{3} \pi r^3 = \frac{\pi d^3}{6} \quad \text{Ecuación (3.34)}$$

$$A = \frac{dV}{dr} = 4\pi r^2 = \pi d^2 \quad \text{Ecuación (3.35)}$$

Sabiendo estos conceptos y ocupando la ecuación 3.34 obtenemos la siguiente ecuación de esfericidad,

$$\phi = \frac{d_v^2}{d_s^2} = \left(\frac{d_v}{d_s}\right)^2 \quad \text{Ecuación (3.36)}$$

También es posible demostrar que,

$$\phi = \frac{d_{sv}}{d_v} \quad \text{Ecuación (3.39)}$$

Se sabe que el diámetro mas relevante es  $d_{sv}$ . La esfericidad y los demás diámetros pueden ser calculados exactamente por figuras geométricas como cuboides anillos y formas manufacturadas. Pero muchas partículas son irregulares y son generalmente medidos por tamizado, sin embargo no es fácil la obtención de estos valores.

### 3.12 TIPOS DE DISTRIBUIDORES

La mayoría de los estudios sobre fluidización a pequeña escala usan platos distribuidores cerámicas o de metal sinterizado, dado que presentan una resistencia al flujo suficientemente alta para dar como resultado una distribución uniforme del gas a través de todo el lecho. Esta situación es ideal. Muchos otros materiales pueden hacer esto también, por ejemplo tela filtrante, fibras comprimidas, platos de alambre comprimido, o incluso un lecho pequeño de partículas pequeñas. Claro que algunos de estos materiales deben ser reforzados emparedándolos entre platos de alambre de metal o alambre. Aunque el contacto gas-sólido es superior con estos distribuidores, presentan ciertas desventajas para uso industrial:

- Construcción de baja resistencia, por lo que su uso en gran escala es relativamente bajo
- Altos costos para algunos materiales.
- Baja resistencia contra tensiones térmicas.
- Posible obstrucción por partículas pequeñas o productos de la corrosión.

A pesar de estas desventajas, los platos de alambre comprimido y algunos emparedados de partículas son usados