

## **CAPÍTULO 3**

### **DESCRIPCIÓN DEL PROCESO DE FLUIDIZACIÓN Y DEL PROCESO DE SECADO**

#### **3.1 Concepto de fluidización**

La fluidización se refiere al proceso de la 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. 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 [5].

#### **3.2 El lecho fluidizado**

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 [13].

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.

##### **3.2.1 Regímenes de fluidización**

Es de esperarse que el lecho reaccione distinto 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.

El primer régimen que se identifica se conoce como lecho fijo, y se da cuando las partículas del lecho se encuentran estáticas, normalmente sucede esto antes de que el fluido alcance la velocidad mínima para que las partículas empiecen a fluidizar. Cuando se alcanza esta velocidad aparece un régimen llamado fluidización mínima.

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. 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.

A velocidades muy altas, se llega a un estado en donde las partículas son acarreadas hacia fuera del lecho, incluso si la altura de la columna es grande, entonces se puede alcanzar el estado de fluidización con transporte neumático o hidráulico según sea el caso. El estado turbulento, como lo dice Pell [5], se alcanza cuando se tienen estas condiciones y además se tiene una superficie identificable.

### 3.2.2 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 [13].

Para encontrar numéricamente la porosidad del lecho es necesario encontrar primero la densidad del conjunto de partículas, así como la densidad del lecho:

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

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

Ahora la ecuación 3.1 sirve para obtener la porosidad del lecho  $e$ , y relaciona ambas densidades [1].

$$e = 1 - \frac{\rho_{\text{sólido}}}{\rho_{\text{lecho}}} \quad (3.1)$$

Sin embargo también se tiene la ecuación 3.2 para calcular la porosidad en el lecho:

$$e = 1 - \frac{L_{estático}}{L} \quad (3.2)$$

donde:

$L_{estático}$  es la altura del lecho cuando se encuentra estático [cm]

$L$  es la altura que tiene el lecho cuando está fluidizando [cm]

### 3.3 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.

#### 3.3.1 Clasificación de la partícula

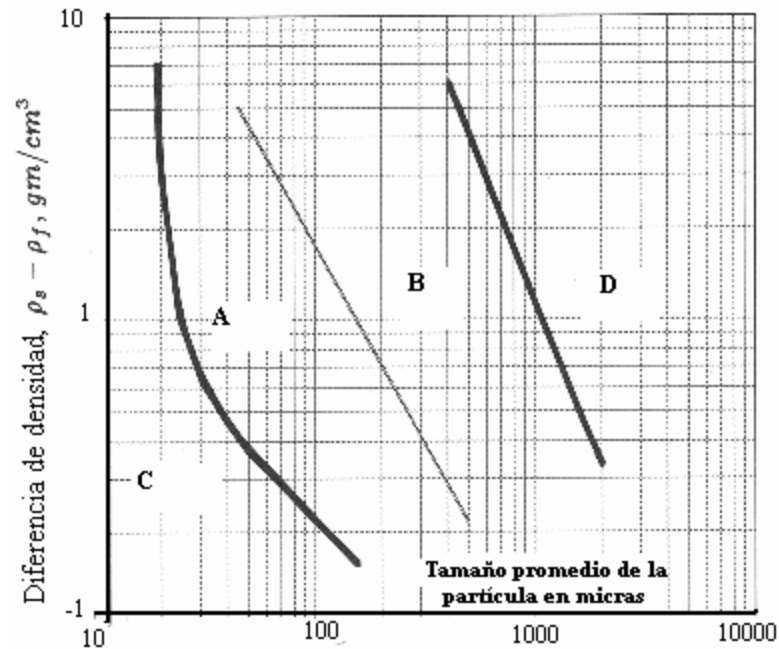
Existen varias formas de clasificar a las partículas en un lecho fluidizado, Pell [5] muestra un tipo de clasificación realizada por Geldart en donde estas pueden clasificarse en 4 tipos tal y como puede observarse en la figura 3.1.

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 3.1** Clasificación de las partículas por su densidad y diámetro promedio. [5]

### 3.3.2 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 ecuación 3.3 [5]:

$$d_p = \frac{1}{\sum_{i=1}^n \frac{x_i}{d_{p_i}}} \quad (3.3)$$

donde:

$d_p$  = promedio del diámetro de la partícula

$x_i$  = el peso de las partículas de la muestra

### 3.3.3 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 [5]:

$$f = \frac{\text{área sup erficial de la esfera cuyo volumen es igual al de la partícula}}{\text{área sup erficial de la partícula}} \quad (3.4)$$

### 3.4 Velocidad mínima de 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. Se han desarrollado 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.

### 3.4.1 Ecuación caída de presión del lecho fijo y velocidad

El desarrollo de esta ecuación parte de analizar las fuerzas a las que están sujetas las partículas cuando se encuentran en el punto de transición de lecho fijo a lecho fluidizado. Lo que representa es que la caída de presión en el lecho fijo es igual al peso aparente de las partículas por unidad de área de la sección transversal.

$$\frac{\Delta P}{L} = 150 \frac{(1 - e)^2}{e^3} \frac{\mu u}{f^2 d_p^2} + 1.75 \frac{1 - e}{e^3} \frac{\rho u^2}{f d_p} \quad (3.5)$$

donde:

$\Delta P$  es la caída de presión cuando el lecho está fijo (Pa)

$L$  es la altura del lecho (m)

$e$  la porosidad del lecho

$\mu$  la viscosidad dinámica (Ns<sup>2</sup>/m)

$u$  la velocidad del flujo (m/s)

$\phi$  la esfericidad de la partícula

$\rho$  la densidad del fluido (kg/m<sup>3</sup>)

$d_p$  el diámetro de la partícula (m)

Cuando comienza la fluidización, la ecuación 3.5 puede combinarse con la ecuación 3.6:

$$\frac{\Delta P}{L} = (1 - e)(r_p - r_L)g \quad (3.6)$$

donde  $\rho_p$  es la densidad de la partícula (kg/m<sup>3</sup>), dando como resultado la ecuación 3.7.

$$150 \frac{(1 - e_{mf})^2}{e_{mf}^3} \frac{\mu u_{mf}}{f^2 d_p^2} + 1.75 \frac{1 - e_{mf}}{e_{mf}^3} \frac{r_L u_{mf}^2}{f d_p} = (1 - e)(r_p - r_L)g \quad (3.7)$$

Estas ecuaciones dependen de manera importante de los valores de esfericidad ( $\phi$ ) y porosidad del lecho a fluidización mínima ( $\epsilon_{mf}$ ) [6].

Para un manejo más fácil y simplificado, la ecuación 3.7 puede expresarse en términos de números adimensionales como lo son Reynolds (Re) y Arquímedes (Ar), e incluso puede representarse más simplificada agregando dos constantes K para agrupar las constantes y simplificar la ecuación como se ve en la ecuación 3.8.

$$Re_{mf} = \left[ \left( \frac{K_2}{2K_1} \right)^2 + \frac{Ar}{K_1} \right]^{1/2} - \frac{K_2}{2K_1} \quad (3.8)$$



donde

$$K_1 = \frac{1.75}{e_{mf}^3 f} \quad (3.9)$$

$$K_2 = \frac{150(1 - e_{mf})}{e_{mf}^3 f^2} \quad (3.10)$$

Los valores de las constantes K han sido calculados por distintos autores como se puede apreciar en la tabla 3.1, sin embargo, en un estudio experimental realizado por Kozaoglu *et. al.* [7], muestran los valores de las constantes para diferentes tipos de partículas.

Para partículas redondas ( $\phi > 0.8$ ),

$$Re_{mf} = \left[ (30.3)^2 + 0.0546 Ar \right]^{1/2} - 30.3 \quad (3.11)$$

Para partículas afiladas ( $0.5 < \phi \leq 0.8$ ),

$$Re_{mf} = \left[ (36.8)^2 + 0.0650 Ar \right]^{1/2} - 36.8 \quad (3.12)$$

**Tabla 3.1** Valores de las constantes para distintos autores. [7]

Autores	K2/2K1	1/K1
---------	--------	------

Kozanoglu <i>et. al</i>	redonda	30.3	0.0246
	afilada	36.8	0.0650
	ambas	33.6	0.0598
Wen and Yu		33.7	0.0408
Richardson		25.7	0.0365
Saxena and Vogel		25.3	0.0571
Babu <i>et. al.</i>		25.3	0.0651
Grace		27.2	0.0408
Chitester <i>et. al.</i>		28.7	0.0494

Otra opción que se tiene para la obtención de Reynolds mínimo de fluidización está dada por la ecuación 3.13 [14].

$$\text{Re}_{mf} = \left[ 33.7^2 + \frac{0.0408 d_p^3 \mathbf{r}(\mathbf{r}_p - \mathbf{r})g}{\mathbf{m}^2} \right]^{\frac{1}{2}} - 33.7 \quad (3.13)$$

### 3.4.2 Ecuaciones empíricas

Como lo describe Davidson *et. al.* [6], se han desarrollado ecuaciones que en lugar de basarse en la caída de presión del lecho fijo o en la expansión del lecho fluidizado, solamente toman en cuenta los parámetros característicos del sistema. Esta ecuación se aplica para partículas esféricas cuyo número de Reynolds sea  $10 < \text{Re}_{fm} < 1000$

$$\text{Re}_{mf} = 1.54(10)^{-2} Ga^{0.66} Mv^{0.70} \quad (3.14)$$

## 3.5 Características de la burbuja

### 3.5.1 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 continúa 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).

$$u_{mb} = 2.07[\exp(0.716F)] \frac{d_s r^{0.06}}{m^{0.347}} \quad (3.15)$$

Al combinar las ecuaciones de velocidad mínima de fluidización con la ecuación 3.13 para calcular la razón entre ellas, se obtiene la ecuación 3.16, donde el término F es la fracción de sólidos que son menores a 45 micras y  $d_s$  es el diámetro del sólido [5].

$$\frac{u_{mb}}{u_{mf}} = \frac{2300 \mathbf{r}^{0.126} \mathbf{m}^{0.523} \exp(0.716F)}{d_s^{0.8} g^{0.934} (\mathbf{r}_p - \mathbf{r})^{0.934}} \quad (3.16)$$

### 3.5.2 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 3.17 se refiere al diámetro de la burbuja.

$$U_b = 0.71 \sqrt{g D_b} \quad (3.17)$$

### 3.5.3 Tamaño de la burbuja

La forma que normalmente adopta una burbuja en un lecho fluidizado con partículas del grupo A y B suele ser casi esférica y con un menisco en la parte inferior como se muestra en la figura 3.2.

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 [6], entonces:

$$\frac{\mathbf{r} D_e^2 g}{s} > 40 \quad (3.18)$$

donde:

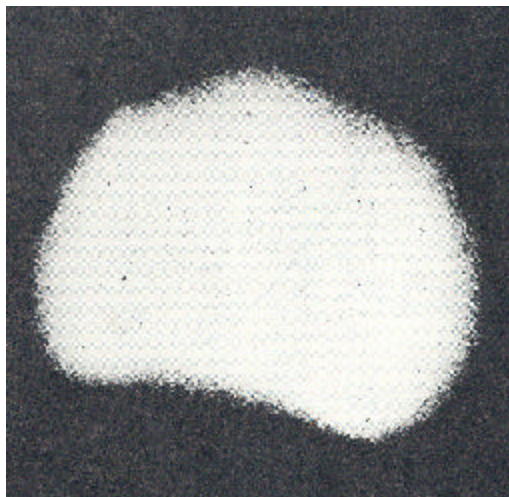
$D_e$  es el diámetro equivalente del volumen de la burbuja (m)

$\rho$  es la densidad del fluido ( $\text{kg/m}^3$ )

$\sigma$  la tensión interfacial.(N/m)

$$D_e = \left( \frac{6V_b}{\pi} \right)^{1/3} \quad (3.19)$$

donde  $V_b$  es el volumen de la burbuja ( $\text{m}^3$ ).

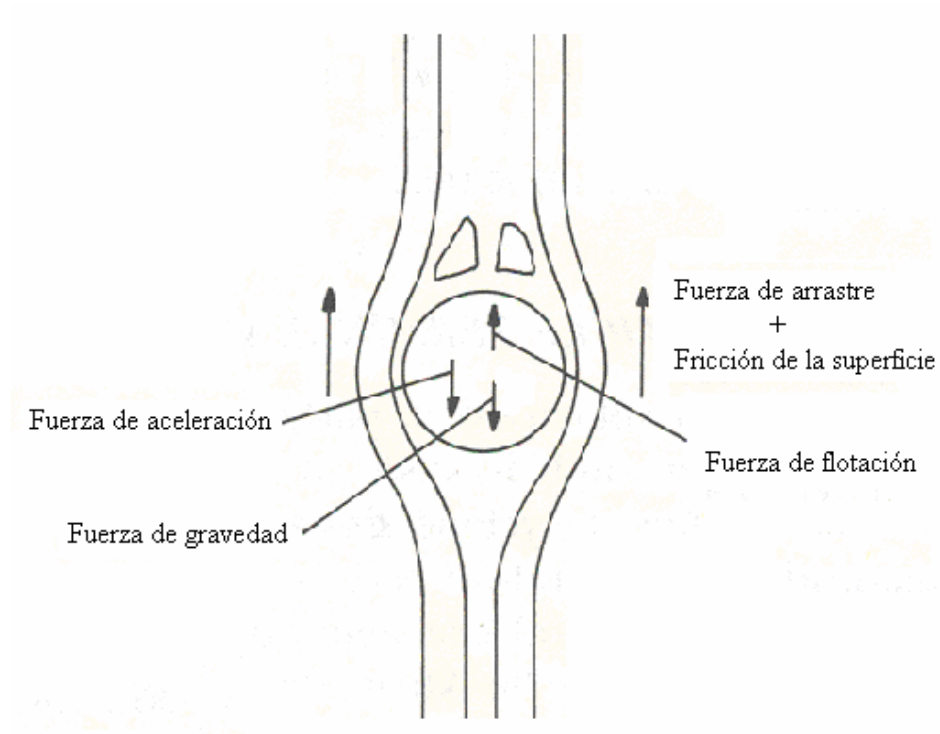


**Figura 3.2** Fotografía por rayos X de una burbuja en un lecho fluidizado. [6]

### 3.6 Velocidad terminal

Para entender el término de velocidad terminal se debe considerar una partícula cayendo libremente en un fluido infinito, a medida que se acelera se alcanzará una velocidad tal que la resistencia propiciada por el fluido que rodea a la partícula será igual a la fuerza de

gravedad. A esta velocidad se le conoce como velocidad terminal y para calcularla se parte del análisis de las fuerzas que actúan sobre la partícula, como se describe en la figura 3.3 [1].



**Figura 3.3** Fuerzas que actúan sobre una partícula cayendo en un fluido. [1]

Si se considera que la partícula es esférica entonces:

Fuerza de gravedad – fuerza de flotación – resistencia del fluido = fuerza de aceleración

(3.20)

al realizar las sustituciones correspondientes se obtiene

$$(\mathbf{r}_p - \mathbf{r})_g \frac{\rho d_s^3}{6} = \frac{1}{2} \mathbf{r} u_t^2 S C_D \quad (3.21)$$

El término  $C_D$  se refiere al coeficiente de arrastre, que se determina experimentalmente, y depende del número Reynolds, donde  $Re$  de la partícula es

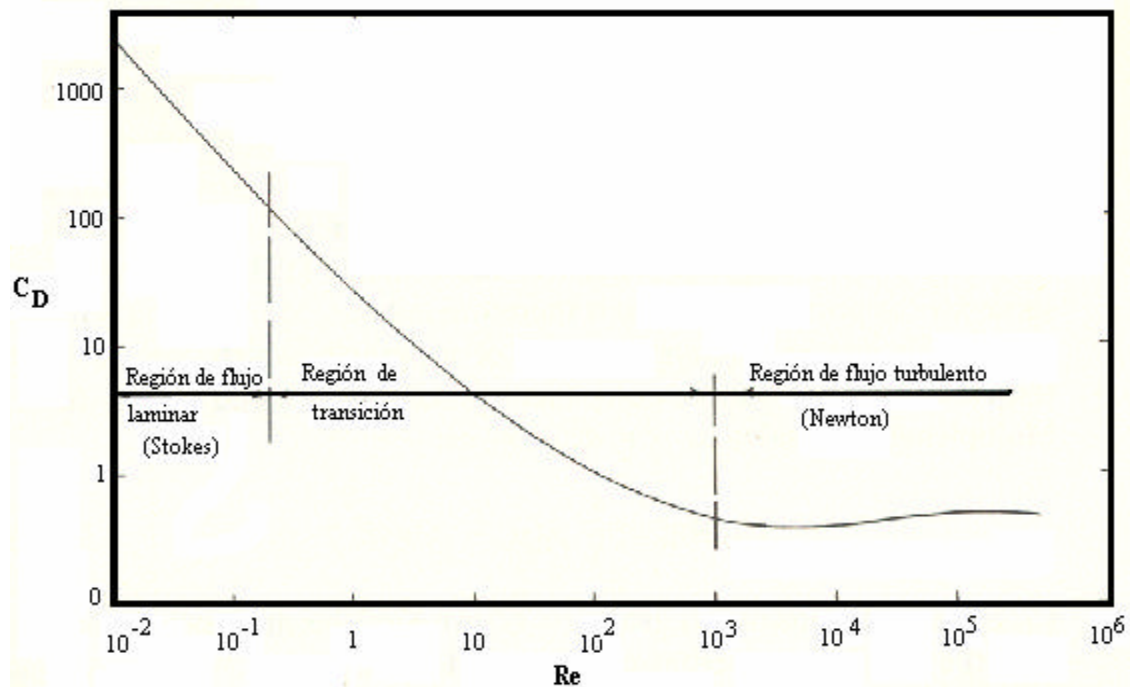
$$Re_p = \frac{\rho u_t d_p}{\mu} \quad (3.22)$$

De acuerdo a las ecuaciones propuestas por Clift, Grace y Weber citadas en el trabajo de Geldart [1], se obtuvieron experimentalmente valores para el coeficiente  $C_D$  para esferas de acuerdo al número de Reynolds (Tabla 3.2).

**Tabla 3.2** Coeficientes de arrastre estándares para esferas. [1]

<b>Re</b>	<b><math>C_D</math></b>	<b><math>C_D Re^2</math></b>	<b><math>C_D/Re</math></b>
0.01	2400	$2.4 \times 10^{-1}$	$2.40 \times 10^{-5}$
0.02	1204	$4.8 \times 10^{-1}$	$6.02 \times 10^{-4}$
0.05	484	1.21	$9.68 \times 10^{-3}$
0.1	244	2.44	$2.44 \times 10^{-3}$
0.2	124	4.96	$6.20 \times 10^{-2}$
0.5	51.5	12.87	$1.03 \times 10^{-2}$
1	27.1	27.1	27.1
2	14.76	59	7.38
5	7.03	$1.76 \times 10^2$	1.41
10	4.26	$4.26 \times 10^2$	$4.26 \times 10^{-1}$
20	2.71	$1.08 \times 10^3$	$1.35 \times 10^{-1}$
50	1.57	$3.93 \times 10^3$	$3.14 \times 10^{-2}$
100	1.09	$1.09 \times 10^4$	$1.09 \times 10^{-2}$
200	0.77	$3.08 \times 10^4$	$3.85 \times 10^{-3}$
500	0.555	$1.39 \times 10^5$	$1.11 \times 10^{-3}$
1000	0.471	$4.71 \times 10^5$	$4.71 \times 10^{-4}$
2000	0.421	$1.68 \times 10^6$	$2.10 \times 10^{-4}$
5000	0.387	$9.67 \times 10^6$	$7.74 \times 10^{-5}$
10000	0.405	$4.05 \times 10^7$	$4.05 \times 10^{-5}$
20000	0.442	$1.77 \times 10^8$	$2.21 \times 10^{-5}$
50000	0.474	$1.18 \times 10^9$	$9.48 \times 10^{-6}$
100000	0.5	$5.00 \times 10^9$	$5.00 \times 10^{-6}$
200000	0.497	$1.99 \times 10^{10}$	$2.48 \times 10^{-6}$
500000	0.376	$9.40 \times 10^{10}$	$7.52 \times 10^{-7}$
1000000	0.11		

Además se realizó gráficamente el  $\log C_D$  contra el número de Reynolds y se obtuvo la figura 3.4.



**Figura 3.4** Curva de coeficiente de arrastre estándar para esferas contra número de Reynolds. [1]

Sin embargo Howard [8] presenta dos valores generalizados de  $C_D$  para esferas, agrupando a las partículas en dos rangos de acuerdo al número de Reynolds

$$C_D = \frac{24}{Re_p} \quad \text{para } Re_p < 0.4 \quad (3.23)$$

$$C_D = \frac{10}{Re_p^{1/2}} \quad \text{para } 0.4 < Re_p < 500 \quad (3.24)$$



Sustituyendo las ecuaciones 3.23 y 3.24 en la ecuación 3.21 se obtiene

$$u_t = \frac{(\mathbf{r}_p - \mathbf{r}_f) g d_s^2}{18 \mathbf{m}_f} \quad \text{para } \text{Re}_p < 0.4 \quad (3.25)$$

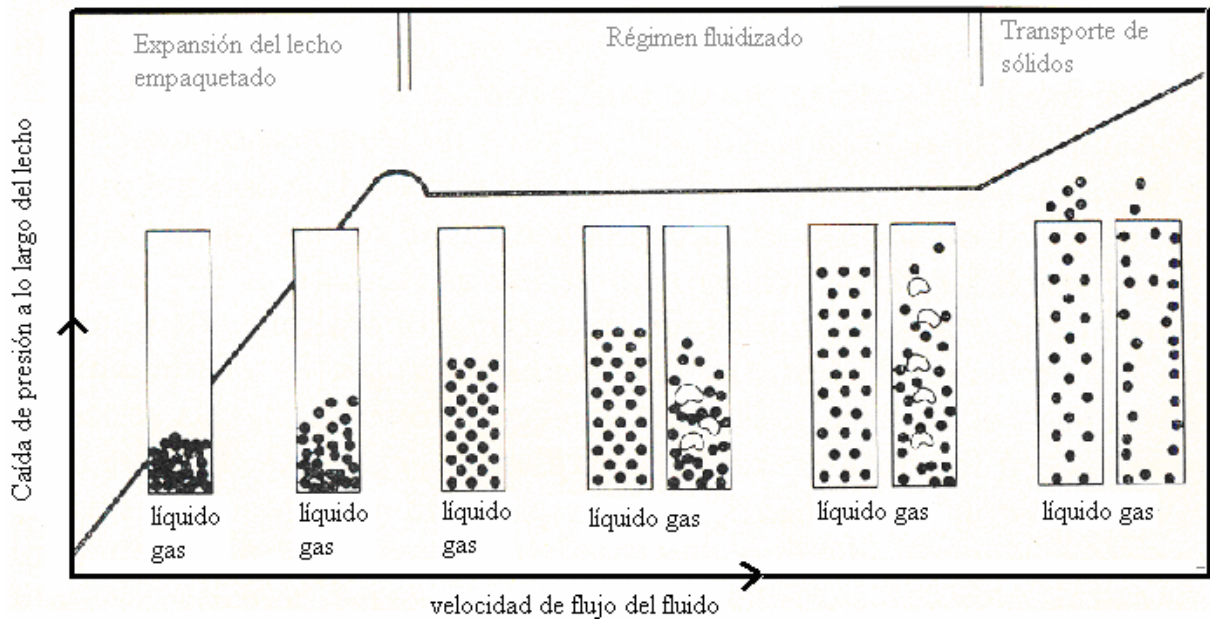
$$u_t = \left( \frac{4(\mathbf{r}_p - \mathbf{r}_f)^2 g^2}{225 \mathbf{m}_f \mathbf{r}_f} \right)^{1/3} d_s \quad \text{para } 0.4 < \text{Re}_p < 500 \quad (3.26)$$

### 3.7 Caída de presión en el lecho fluidizado

Para que pueda comenzar un lecho a fluidizar, es necesario que se incremente la velocidad del fluido para que la expansión también continúe incrementándose hasta llegar a un punto en el que las fuerzas de arrastre ejercidas sobre las partículas sean lo suficientemente grandes como para poder soportar el peso de ellas. Se puede decir entonces que la caída de presión a lo largo del lecho es igual al peso del lecho, aunque para el momento en que el lecho comience a fluidizar por completo, la caída de presión aumentará un poco debido a que es necesario “romper el lecho” (sacarlo de ese estado empaquetado) para comenzar a fluidizarlo. En la gráfica 3.5 puede observarse ese pequeño incremento en la caída de presión como la curva que sobresale antes de alcanzar el régimen fluidizado.

Idealmente el comportamiento de la caída de presión contra velocidad, cuando se tienen sistemas fijos y fluidizados, y partículas de forma y tamaño uniforme, esta representado en la figura 3.6. La región AB describe un lecho fijo cuando la caída de presión va

aumentando con el flujo. Se alcanza el punto B al momento en que la fluidización comienza, es decir las partículas aún no se mueven rápidamente, sino que comienzan a desordenarse.



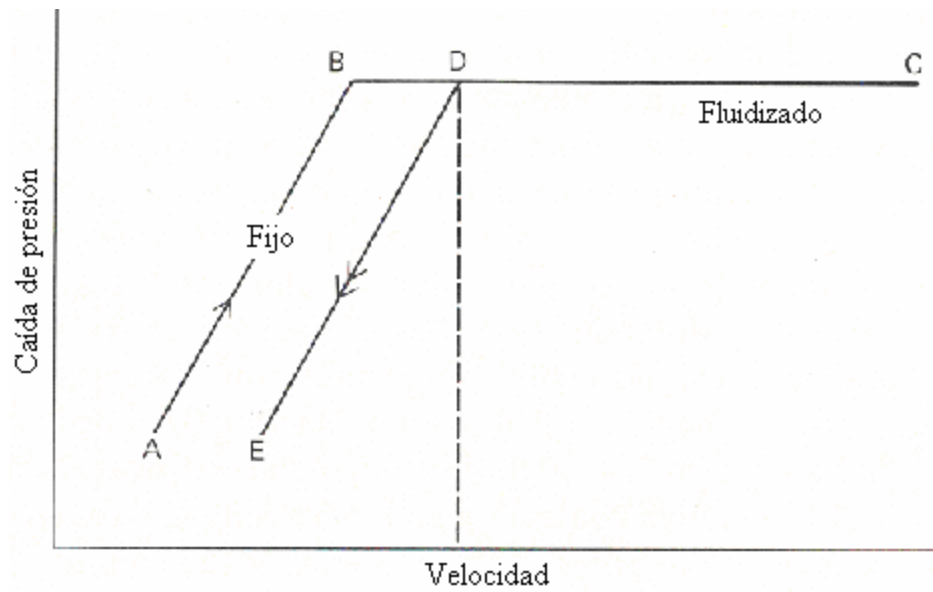
**Figura 3.5** Representación de la respuesta del lecho para flujos en aumento. [9]

Después, la caída de presión se mantiene constante cuando se va aumentando el flujo del fluido, por el contrario, la altura del lecho empieza a incrementar (figura 3.7). Cuando se disminuye el flujo, la gráfica sigue la trayectoria CDE debido a que se presentan cambios en la porosidad mínima de fluidización por el reacomodo en el lecho.

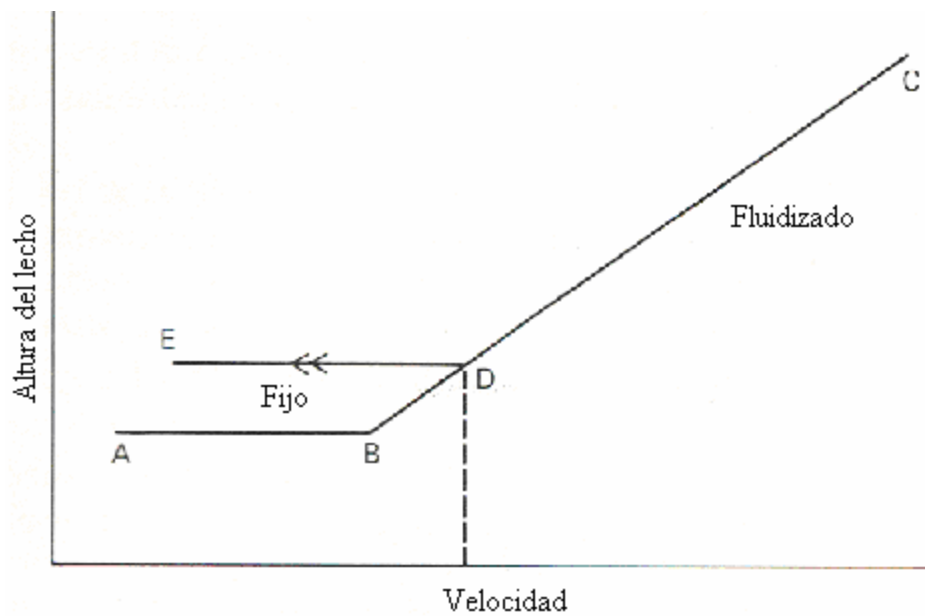
Las ecuaciones utilizadas para el cálculo de la caída de presión, como se ha dicho, parten de igualar las fuerzas de arrastre producidas por el fluido a el peso del lecho, por lo tanto se tiene que

$$\Delta PA = \frac{m}{r_p} (r_p - r) g \quad (3.27)$$

donde:  $m$  es la masa de las partículas,  $A$  el área donde está contenido el lecho,  $\rho_p$  es la densidad de la partícula y  $\rho$  la densidad del fluido.



**Figura 3.6** Relación de caída de presión contra velocidad. [6]



**Figura 3.7** Variación de la altura del lecho fluidizado contra velocidad del flujo. [6]

En los sistemas de fluidización con gas se pueden eliminar las densidades ya que sus valores son muy pequeños, excepto cuando se tengan sistemas que manejen presiones altas, la ecuación se reduce como sigue:

$$\Delta P A = m g \quad (3.28)$$

Cuando no existen canales, esta expresión se modifica y queda en términos de la altura del lecho  $L$  como se muestra en la ecuación 3.29.

$$\Delta P = (1 - e) g r_p L \quad (3.29)$$

Es importante resaltar que según estas ecuaciones, la caída de presión en el lecho es independiente de la velocidad del fluido, en este caso la velocidad del gas, y que las burbujas tampoco afectan la distribución promedio del gas a lo largo del lecho fluidizado, pero si a la altura del lecho. Esto ha sido confirmado experimentalmente a flujos moderados de gas y sistemas de fluidización uniforme [9].

La ecuación 3.30 nos indica la relación que existe entre las caídas de presión en una columna de fluidización.

$$\Delta P_{columna} = \Delta P_{distribuidor} + \Delta P_{lecho} \quad (3.30)$$

Donde  $\Delta P_{\text{columna}}$  se refiere al valor obtenido directamente de la caída de presión medida en el experimento, pero para obtener la figura 3.6 es necesario encontrar la caída de presión en el lecho ( $\Delta P_{\text{lecho}}$ ) mediante la ecuación 3.30. El parámetro  $\Delta P_{\text{distribuidor}}$  se verá en la siguiente sección.

### **3.8 Distribución del fluido**

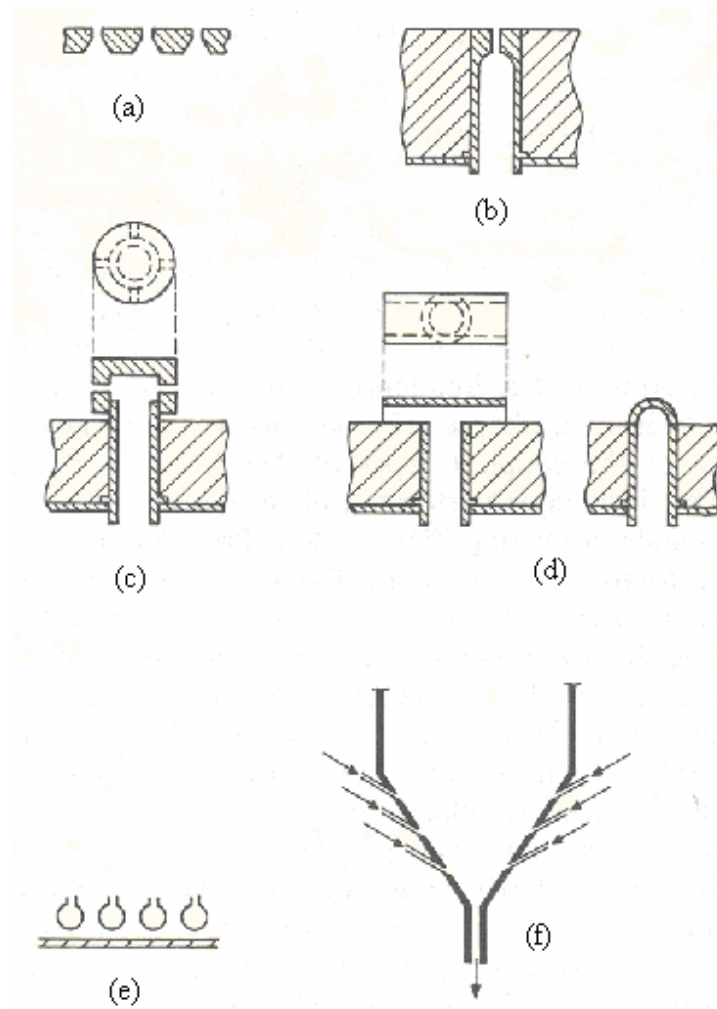
Para obtener buenos resultados en la realización de procesos de secado es de suma importancia que la distribución del fluido a lo largo del lecho sea uniforme. Para esto es necesario tener un distribuidor que evite que las partículas pasen a través de él y que además soporte las fuerzas relacionadas a la caída de presión ocasionadas por el flujo del fluido durante la realización del proceso y aquellas relacionadas con el peso del lecho cuando el proceso esta detenido.

#### **3.8.1 Tipos de distribuidor**

Uno de los distribuidores más básicos utilizado para pruebas de laboratorio consiste en una placa perforada, cuyo diámetro de cada orificio es menor a 10 diámetros de partículas. Si el gas que se utiliza contiene basura o gotas de agua, es muy probable que se bloqueen los orificios, esto puede evitarse o disminuirse con la disposición mostrada en la figura 3.8 (a).

Los distribuidores denotados con las letras (b), (c) y (d) en la figura 3.8, se emplean cuando el gas se encuentra a altas temperaturas, ya que cuentan con una capa refractaria que

permite que el plato se mantenga a temperaturas cercanas a las del gas que entra. Particularmente los distribuidores (c) y (d) de la figura 3.8, evitan que las partículas pasen hacia la cámara del gas, por el distribuidor.



**Figura 3.8** Tipos de distribuidores de gas. [1]

Existen también los distribuidores compuestos por pequeños tubos, regularmente horizontales, quienes a su vez tienen conectados otros pequeños tubos apuntando hacia arriba que permiten la salida del gas hacia el lecho figura 3.8 (e), este arreglo puede incluir tubos con

distintos gases, en el caso en que se requiera el uso de varios gases sin que se mezclen previamente.

Finalmente el distribuidor de base cónica es utilizado cuando sea necesario extraer sólidos del lecho, estos pueden extraerse por la parte inferior del cono, y al tener los conductos que suministran el gas en forma inclinada hacia abajo, se evita que las partículas salgan por los mismos hacia la cámara del gas, figura 3.8(f).

### **3.8.2 Caída de presión en el distribuidor**

El fluido siempre intentará entrar al lecho por aquellos orificios en 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.

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, e incluso se han encontrado ecuaciones para calcular dicha relación como la ecuación 3.31, en donde  $\Delta P_D$  es la caída de presión en el

distribuidor,  $\Delta P_B$  la caída de presión en el lecho,  $L$  la altura del lecho y  $D$  el diámetro del lecho.

$$\frac{\Delta p_D}{\Delta p_B} = 0.01 + 0.2 \left[ 1 - \exp \left( \frac{-D}{2L} \right) \right] \quad (3.31)$$

La caída de presión en el distribuidor ( $\Delta P_D$ ) también puede estar relacionada con la velocidad del fluido en el orificio ( $u_{or}$ ) como lo muestra la ecuación 3.32 [5]:

$$u_{or} = 0.8 \left( \frac{2g\Delta P_D}{r} \right)^{0.5} \quad (3.32)$$

La ecuación 3.33 [12] relaciona la caída de presión en el distribuidor con las características de diseño del mismo y la ecuación 3.34 [15] presenta la relación para obtener  $C_{d,or}$ :

$$\Delta P_D = \frac{r}{2} \left( \frac{4u}{C_{d,or} \rho d_{or}^2 N_{or}} \right) \quad (3.33)$$

$$C_{d,or} = 0.82 \left( \frac{t}{d_{or}} \right)^{0.13} \quad (3.34)$$

donde:

$C_{d,or}$  coeficiente de arrastre de los orificios.



$d_{or}$ - diámetro del orificio [mm].

$N_{or}$ - número de orificios en el distribuidor por unidad de área [orificios/mm<sup>2</sup>].

$t$  – espesor del distribuidor [mm].

### 3.8.3 Tamaño y número de orificios

Cuando ya se han establecido las ecuaciones para calcular la velocidad en el orificio y la caída de presión en el lecho, se puede obtener el área total del orificio ( $A_{or}$  en m<sup>2</sup>) al relacionarse el número de orificios ( $n_{or}$ ) y el flujo volumétrico del fluido ( $Q$  en m<sup>3</sup>/s):

$$u_{or} = \frac{Q}{A_{or}n_{or}} \Rightarrow A_{or}n_{or} = \frac{Q}{u_{or}} \quad (3.35)$$

En el caso en que los orificios estén en un arreglo triangular,  $p$ , entonces el número de orificios por área de la placa perforada es:

$$N_{or} = \frac{2}{\sqrt{3}p^2} \quad (3.36)$$

y para un arreglo cuadrado:

$$N_{or} = \frac{1}{p^2} \quad (3.37)$$

Si se igualan las ecuaciones 3.35 y 3.36 para el caso de un arreglo triangular, entonces

$$\frac{\mathbf{p}}{4} d_0^2 \frac{2}{\sqrt{3} p^2} = \frac{Q}{u_{or} \mathbf{p}} \frac{4}{d_t^2} \quad (3.38)$$

Finalmente la relación para la función del arreglo (p) para una caída de presión deseada queda establecida en términos del diámetro del orificio ( $d_o$ ):

$$p = \left( \frac{u_{or} \mathbf{p}^2 d_t^2}{Q 8\sqrt{3}} \right)^{0.5} d_o \quad (3.39)$$

Como se ha dicho antes, es necesario que el distribuidor tenga orificios suficientes para asegurar la uniformidad local y total en el distribuidor, sin embargo si se considera agregar demasiados orificios, se llega a un punto en donde no es redituable dicho exceso de orificios [5].

### 3.9 Fluidización a vacío

El empleo de vacío en procesos de fluidización has sido un punto de gran interés para algunas industrias como la farmacéutica y de alimentos. La razón se debe a que estas industrias requieren que se dañe lo menos posible su producto en cuanto a la degradación y cambio de las propiedades, y en algunos casos que no se sobrepasen los límites de flamabilidad para evitar el riesgo de alguna explosión. Con el uso de vacío se puede darse una disminución de la temperatura y así evitar dichos problemas.

Se han realizado muy pocos experimentos en cuanto la fluidización en condiciones de vacío. Kozanoglu et. al. [10], menciona que entre los primeros experimentos se encuentra el realizado por Kawamura y Suezawa, en el cual se encontró que el comportamiento del lecho era similar al comportamiento del lecho a presión atmosférica. Si se habla del proceso de fluidización a vacío aplicado a partículas de gran tamaño (3000  $\mu\text{m}$ ), no se han podido encontrar trabajos realizados como lo menciona Kozanoglu *et. al.* [7].

A presiones reducidas se puede notar que el comportamiento del flujo de gas en el lecho cambia debido al aumento en la trayectoria libre promedio de las moléculas, que a su vez disminuye la densidad del gas.

Existen distintos regímenes del fluido dentro del lecho, los cuales pueden ser identificados por medio del número adimensional Knudsen, el cual se define como la razón de la trayectoria libre promedio de la partícula ( $\lambda$  en mm) y el diámetro del lecho (D en mm).

$$Kn = \frac{\lambda}{D} \quad (3.40)$$

Cuando se tiene que  $Kn \gg 1$ , entonces se habla de un flujo molecular, en el cual es imposible que se desarrolle la fluidización y la viscosidad es casi nula. Si  $Kn \approx 1$ , entonces se tiene un flujo intermedio, aquí se presentan ambos fenómenos, el flujo molecular y el viscoso. El flujo viscoso es en el que normalmente se trabaja la fluidización,  $Kn \ll 1$ , ya que la trayectoria libre promedio de las moléculas es corta y la densidad del gas es alta. En este tipo

último tipo de flujo se puede determinar a su vez, si se tiene un flujo laminar, transitorio o turbulento, con el cálculo del número de Reynolds. Finalmente se puede decir que al disminuir la presión de operación en el lecho, aumenta la velocidad mínima de fluidización debido al aumento de la trayectoria libre promedio de las moléculas y la disminución de la densidad del gas; además se mejora la difusión de humedad desde el interior de la partícula hacia el exterior, pero la capacidad de transporte de masa y calor disminuye.

En el trabajo realizado por Kozanoglu *et. al.* [7] se presentan las ecuaciones desarrolladas por Llop para la obtención de la velocidad mínima de fluidización, considerando la influencia de la presión en la trayectoria libre promedio de las partículas y en la viscosidad.

$$\text{Re}_{mf} = \left[ \left( \frac{Z}{3.5C_1} \right)^2 + \frac{Ar}{1.75C_1} \right]^{1/2} - \frac{Z}{3.5C_1} \quad (3.41)$$

en donde:

$$C_1 = \frac{1}{e_{mf}^3 f} \quad (3.42)$$

$$Z = \frac{1}{\frac{Kn_p}{Q_2 C_3} + \frac{1}{Q_1 C_2}} \quad (3.43)$$

$$Q_1 = \frac{72}{\cos^2 \mathbf{y}} \quad (3.44)$$

$$Q_2 = \frac{45\mathbf{p}}{32\cos^2 \mathbf{y}} \quad (3.45)$$

$$C_2 = \frac{1 - \mathbf{e}_{mf}}{\mathbf{e}_{mf}^3 \mathbf{f}^2} \quad (3.46)$$

$$C_3 = \frac{1}{\mathbf{e}_{mf}^2 \mathbf{f}} \quad (3.47)$$

A continuación se presenta en la tabla 3.3, los valores de las constantes que se acaban de definir para cada tipo de partícula, en donde se comparan a su vez valores calculados por Llop y por Kozanoglu *et. al.* [7].

**Tabla 3.3** Valores de las constantes. [7]

<b>Autores</b>	<b>Tipo de partícula</b>	<b>Q<sub>1</sub></b>	<b>Q<sub>2</sub></b>	<b>C<sub>1</sub></b>	<b>C<sub>2</sub></b>	<b>C<sub>3</sub></b>
	redonda	150	9.2	10.47	15.43	3.91
Kozanoglu <i>et.al.</i>	afilada	180	11.05	8.79	15.15	3.89
	ambas	165	10.13	9.56	15.29	3.9
Llop <i>et. al.</i>	redonda	150	9.2	16	11	5.5
	afilada	180	11.05	10	7.5	6

Al sustituir los valores de las constantes obtenidas por Kozanoglu *et. al.* [7] en la ecuación 3.41 se obtiene la siguiente ecuación para partículas redondas ( $\phi > 0.8$ ),

$$\text{Re}_{mf} = \left[ \left( \frac{0.982}{Kn_p + 0.0155} \right)^2 + 0.0546Ar \right]^{1/2} - \frac{0.982}{(Kn_p + 0.0155)} \quad (3.48)$$

y para partículas afiladas ( $0.5 < \phi < 0.8$ ),

$$\text{Re}_{mf} = \left[ \left( \frac{1.397}{Kn_p + 0.0158} \right)^2 + 0.0650Ar \right]^{1/2} - \frac{1.397}{(Kn_p + 0.0158)} \quad (3.49)$$

### 3.10 Transferencia de calor en un lecho fluidizado

Una de las principales ventajas que presenta el proceso de fluidización es la alta superficie de contacto, lo cual representa una excelente transferencia de calor. El alto grado de mezcla de las partículas del lecho por acción de las burbujas es otro factor que permite una alta conductividad térmica en los lechos verticales. Para el análisis de los mecanismos de transferencia de calor, es necesario el uso de modelos teóricos, sin embargo estos suelen ser complicados ya que los parámetros requeridos en su mayoría no están disponibles.

Cabe mencionar que en la transferencia de calor de un lecho fluidizado están asociados los 3 modos de transferencia: conducción, convección y radiación. La relevancia de cada uno depende de las características del proceso y su comportamiento.

### 3.10.1 Transferencia de calor del gas a las partículas

Lo que se busca en este caso es determinar de manera confiable cual es el coeficiente de transferencia de calor entre la partícula y el gas. Sin embargo, como suele ser común en este tipo de procesos, existen diversos análisis experimentales para poder determinarlos y consecuentemente existen resultados diferentes.

En general, el calor suele fluir del gas hacia la partícula por convección, el coeficiente de transferencia de calor dependerá del régimen del flujo en los espacios que rodean a las partículas. La capacidad térmica es importante en la transferencia de calor, esto es, el calor almacenado por unidad de volumen del gas suele ser menor comparado con el de las partículas. Por otra parte, la temperatura de las partículas establecen la temperatura del gas en los espacios entre las partículas y a su vez la densidad y viscosidad del gas, por lo tanto el comportamiento del lecho está condicionado por la temperatura de la partícula tanto para el caso de lechos fijos y fluidizados.

La ecuación 3.35 citada por Howard [8] del modelo desarrollado por Kunii y Levenspiel, tomando el flujo como un flujo conectado, muestra la relación existente el número Nusselt del gas a la partícula ( $Nu_{gp}$ ) y el número de Reynolds de la partícula ( $Re_p$ ):

$$Nu_{gp} = 0.03 Re_p^{1.3} \quad (3.50)$$

El coeficiente de transferencia de calor más bajo se da de la partícula al fluido sin movimiento, y está dado por el número Nusselt igual a 2 [5].

$$Nu = \frac{h_c d_p}{k_f} = 2 \quad (3.51)$$

donde:

$h_c$ = coeficiente de transferencia de calor por convección.

$k_f$ = conductividad térmica del fluido.

$d_p$ = diámetro de la partícula.

Para la transferencia de calor en un fluido en movimiento se da la siguiente expresión que relaciona los números adimensionales Nusselt (Nu) y Prandalt (Pr):

$$Nu = 2.0 + 1.3 Pr^{0.15} + 0.66 Pr^{0.31} Re_p^{0.5} \quad (3.52)$$

El coeficiente de transferencia de calor del gas a la partícula puede obtenerse de la relación del número Nusselt gas-partícula.

$$h_{gp} = \frac{Nu_{gp} k_f}{d_p} \quad (3.53)$$

### 3.10.2 Transferencia de calor del lecho a la superficie

Es necesario considerar la transferencia de calor entre el lecho de partículas y las superficies que lo contienen, siempre y cuando exista una diferencia de temperaturas entre ellos.



El coeficiente de transferencia de calor entre el lecho y una superficie inmersa, está conformado por tres componentes que se adicionan a éste:

1. El componente de convección de la partícula  $h_{pc}$ , como resultado de la transferencia de calor de las partículas que son puestas en contacto con la superficie permaneciendo ahí para después ser remplazadas por partículas nuevas.
2. El componente de convección del gas de la interfase  $h_{gc}$ , se da debido a que la transferencia de calor entre la partícula y la superficie se ve aumentada por la transferencia de calor por convección del gas de la interfase.
3. El componente de radiación  $h_r$ , que corresponde a la transferencia de calor debida a la radiación.

$$h_{bs} = h_{pc} + h_{gc} + h_r \quad (3.54)$$

### **3.11 Secado**

#### **3.11.1 Descripción general**

En general el proceso de secado en lechos fluidizados presenta algunas ventajas importantes como el buen contacto entre las partículas y el fluido, lo cual da como resultado una alta transferencia de calor y masa. La buena mezcla de las partículas permite tener una temperatura homogénea y por consiguiente un mejor control del proceso.

La fluidización aplicada a procesos de secado ya no es plenamente usada por algunas industrias como la farmacéutica y de alimentos, ya que se pudo observar que se presentaban problemas a causa de las temperaturas elevadas de operación, sin embargo, al emplearse presiones bajas, éste proceso se convirtió en una opción atractiva debido a que las presiones bajas permiten solucionar problemas relativos al efecto de la temperatura sobre las partículas y a la seguridad.

El hecho de tener temperaturas bajas en el proceso de secado permite que se eliminen o disminuyan los problemas referentes a la degradación térmica de la partícula, además, convierte al proceso de secado en un proceso seguro cuando se tienen límites de flamabilidad bajos.

Existen diversos equipos para poder realizar el secado por fluidización, entre los más comunes se encuentran:

- Secador en lotes
- Secador continuo “bien mezclado”
- Secador continuo con “flujo conectado”
- Secador de lecho fluidizado vibratorio
- Secador multi-estaciones
- Secador de lecho fluidizado con calentador interno

El secador en el que se centra este trabajo será en el secador en lotes. Este se usa cuando las cantidades de partículas a fluidizar son bajas y distintos productos se secan en el mismo equipo.

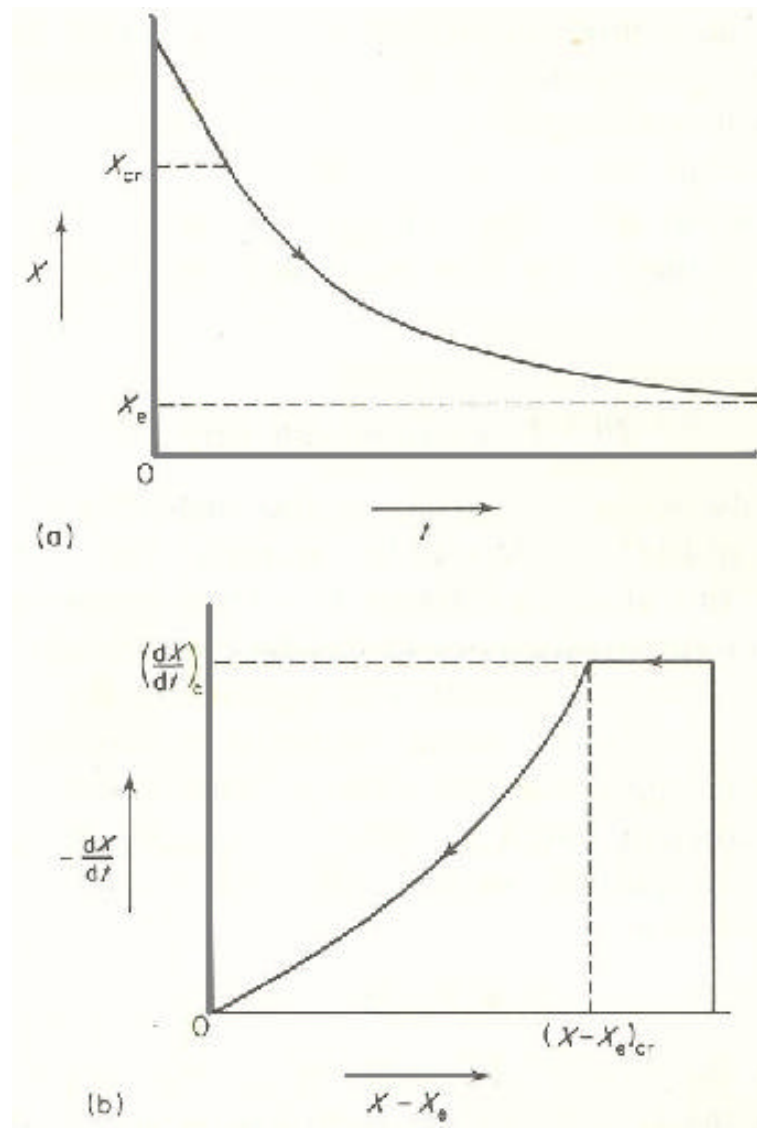
### 3.11.2 Curvas de secado

Las curvas de secado se obtienen a partir de un experimento en el cual se van tomando muestras de partículas periódicamente del lecho, para determinar su contenido de humedad  $X$ , donde

$$X = \frac{\text{peso } H_2O}{\text{peso del sólido seco}} \quad (3.55)$$

y se grafica contra el tiempo, dando como resultado gráficas similares a las mostradas en la figura 3.9.

En estas gráficas pueden identificarse dos partes características de las curvas de secado: periodo de velocidad constante y periodo de caída de velocidad. La humedad contenida en la transición de estos dos periodos es conocida como humedad crítica  $X_c$  y generalmente es difícil de identificar en las curvas de velocidad de secado, sin embargo esta se encuentra en la curvatura que suele haber al final del periodo de velocidad constante. La humedad que se alcanza en tiempos prolongados de secado es conocida como humedad crítica  $X_e$  (ver gráfica 3.9 (a)).



**Figura 3.9** Curvas de secado en lotes. [1]

También puede construirse en forma alternativa una gráfica de velocidad de secado ( $-dX/dt$ ) contra el contenido de humedad libre ( $X - X_e$ ), este último se refiere a la cantidad de humedad sobrante y que puede ser removida (ver figura 3.9 (b)).

Generalmente se considera que el periodo de velocidad constante se da cuando se remueve la humedad superficial de la partícula, mientras que el periodo de caída de velocidad se da cuando se remueve la humedad interna de la partícula. Es conveniente tener periodos de velocidad constante cortos ya que así se pueden evitar problemas que impidan una buena fluidización. En el caso de tener partículas no porosas el periodo de caída de presión no debería existir.

### **3.11.3 Periodo de velocidad constante**

Durante este periodo la partícula está lo suficientemente húmeda, de esta forma la velocidad de secado depende de la velocidad a la cual la humedad vaporizada puede ser transportada a largo de la superficie delimitada alrededor de la partícula. Existe una relación desarrollada en el periodo de velocidad constante, que describe la cantidad de humedad removida  $N_c$  por unidad de área superficial de la partícula, llamada flujo de secado:

$$N_c = K_p (p_{wb} - p) \quad (3.56)$$

donde  $K_p$  es el coeficiente de transferencia de masa basado en la presión parcial,  $p_{wb}$  es la presión de vapor parcial a la temperatura de bulbo húmedo y  $p$  es la presión parcial en el flujo de aire del lecho.

Tomando en cuenta que durante este periodo la temperatura de la partícula no se incrementa, entonces toda la transferencia de calor del gas a la partícula se emplea para evaporizar, la ecuación 3.56 puede escribirse entonces como:

$$N_c = \frac{h_{gp}}{I} (T - T_{wb}) \quad (3.57)$$

donde  $h_{gp}$  es el coeficiente de transferencia de calor del gas a la partícula,  $\lambda$  es el calor latente de vaporización y  $T$  la temperatura del gas en el lecho [1].

#### 3.11.4 Periodo a velocidad decreciente

En este periodo las condiciones de la velocidad de secado cambian, ya que no solo está determinada por la frontera de la partícula sino ahora depende de la estructura de la partícula de algunos mecanismos como la acción capilar, la difusión de vapor, la difusión en las superficies internas, etc. La curva que sigue este periodo no puede predecirse y solamente puede determinarse experimentalmente. El concepto de curva característica de secado se basa en asumir que en cualquier punto de una curva de secado en lote el flujo de secado está dado por:

$$N = N_c f\left(\frac{X - X_e}{X_{cr} - X_e}\right) = N_c V \quad (3.58)$$

donde:  $N_c$  es el flujo de secado que se observa en las condiciones externas prevalentes si el material fue humedecido lo suficiente para estar en el periodo de velocidad constante de secado [1].

#### **3.11.5 Efecto de la profundidad del lecho sobre la velocidad de secado**

Según datos experimentales, existe evidencia de que para las partículas que pueden secarse rápidamente,  $-dX/dt$  es casi inversamente proporcional a la profundidad del lecho [1]. Al incrementar la profundidad del lecho no se incrementa la velocidad de secado. El secado se lleva a cabo en una región justo encima del distribuidor, sin embargo al aumentar la profundidad del lecho las partículas tardan un poco más en llegar a esta zona de secado.

#### **3.11.6 Efecto de la velocidad del gas sobre la velocidad de secado**

Con materiales que pierden humedad relativamente fácil, Davidson *et. al.* [6] dice que Reay y Allen encontraron que la velocidad de secado es proporcional a la velocidad del gas. Por lo contrario, materiales con una resistencia interna alta, como el trigo, encontraron que la velocidad de secado es independiente a la velocidad del gas.

#### **3.11.7 Efecto del tamaño de la partícula sobre la velocidad de secado**

Davidson *et. al.* [6] escribe que por una serie de experimentos, Mostafa encontró que cuando se incrementa el diámetro de la partícula  $d_p$  de 106 a 2247  $\mu m$  en partículas que tienden a perder humedad rápidamente, se produce un aumento en la velocidad de secado. Por

otro lado Davidson *et al.* [6] también menciona que Vanecek. encontró que el tiempo requerido para remover una cantidad específica de humedad en partículas con una resistencia interna alta, es el cuadrado del diámetro de la partícula.

### **3.12 Uso de vapor sobrecalentado**

#### **3.12.1 Propiedades del vapor**

Antes de describir algunas de las propiedades del vapor sobrecalentado, se debe comenzar por definirlo que es el vapor. El vapor es considerado una sustancia pura debido a que tiene una composición química homogénea e invariable, aunque exista en distintas fases [21].

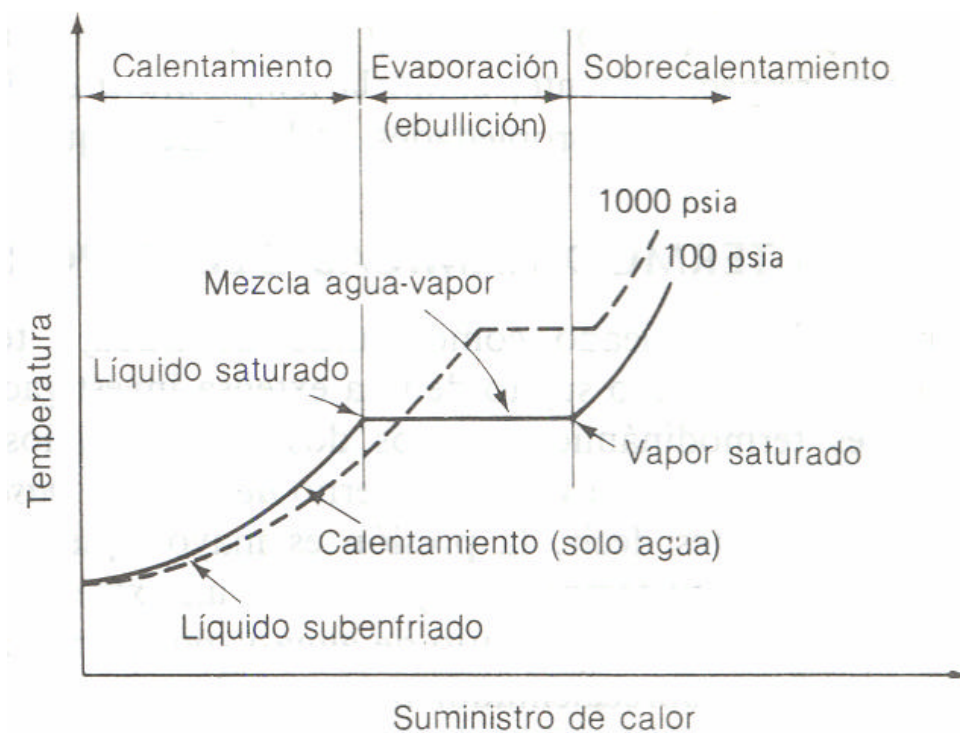
Como lo indica Granet [22], una fase se define como la parte de una sustancia pura que está compuesta de un solo agregado de materia homogéneo. Las tres fases más comunes son la sólida, líquida y gaseosa. Al hablar de la fase gaseosa se puede hacer una distinción de un gas y un vapor.

El término vapor se refiere a la fase gaseosa que está en contacto con su líquido saturado o se encuentra cerca al estado de saturación, mientras que un gas es un vapor que se encuentra a presiones bajas o está lejos del estado de saturación [22]. El estado de saturación se refiere a aquel estado en donde se lleva a cabo la vaporización, y la temperatura y presión a las que se alcanza este estado se denominan temperatura de saturación y presión de saturación. En este estado la temperatura de la sustancia se mantiene constante hasta que se alcanza el



vapor saturado, es decir el vapor en el momento justo en que la sustancia existe solo en fase gaseosa. La figura 3.10 muestra claramente como se comporta el agua durante su calentamiento.

El estado sobrecalentado del vapor se alcanza una vez que todo el líquido se ha evaporado, es decir sólo queda vapor, y se adiciona más calor de tal forma que la temperatura del vapor se incremente a presión constante [22].



**Figura 3.10** Relación entre el suministro de calor y los cambios de temperatura y estado físico del agua. [22].

Es importante introducir el concepto de sustancia pura ya que el estado de una sustancia pura simple compresible puede definirse por medio de dos propiedades independientes. Para entender lo que significa una propiedad independiente se puede observar

lo que sucede con el líquido saturado y el vapor saturado, ambos se encuentran a la misma temperatura y presión, sin embargo su estado es diferente; por lo tanto la temperatura y la presión no son propiedades independientes para el estado de saturación.

La tabla 3.4 nos muestra las temperaturas de saturación a distintas presiones tanto manométricas como de vacío del vapor para poder determinar cuándo se alcanza el estado sobrecalentado del vapor.

**Tabla 3.4** Temperaturas de saturación del vapor para distintas presiones. [11].

<b>Presión manométrica [kg/cm<sup>2</sup>]</b>	<b>Presión de vacío [cmHg]</b>	<b>Presión absoluta [kPa]</b>	<b>Temperatura de saturación [°C]</b>
0.30		108.01	101.77
0.25		103.10	100.46
0.20		98.20	99.10
0.15		93.29	97.68
0.10		88.39	96.19
0	0	78.58	93.00
	5	72.03	90.69
	10	65.48	88.19
	15	58.93	85.47
	20	52.39	82.48
	25	45.84	79.17
	30	39.29	75.43
	35	32.74	71.12
	40	26.19	66.01
	45	19.64	59.67
	50	13.10	51.19

### 3.12.2 Ventajas del empleo del vapor sobrecalentado

Algunas ventajas que se tienen al emplear vapor sobrecalentado como medio de secado son [24]:

- Se pueden tener ahorros de energía tan altos como de 50 a 80% sobre el uso de aire caliente, debido a los altos coeficientes de transferencia de calor y al aumento de las velocidades de secado. Dichos aumentos en la velocidad de secado aumentarán la eficiencia de operación del proceso potencialmente, provocando una reducción en el tamaño del equipo.
- Cuando se usa vapor sobrecalentado en lugar de aire caliente se tiene un medio libre de oxígeno durante el secado, lo cual implica ausencia de oxidación y combustión. Adicionalmente se incrementa la calidad del producto. Otra implicación benéfica es que a consecuencia de esta ausencia de reacciones de combustión, se pueden secar productos que pueden llegar a ser volátiles.
- Si se tiene un sistema de secado en el cual se recircule el vapor, se pueden remover desechos o impurezas evitando o disminuyendo así la contaminación ambiental.

A pesar de las ventajas que tiene el vapor sobrecalentado sobre otros fluidos para ser empleado como medio de secado, no se ha podido entender del todo su comportamiento y sobretodo sus efectos sobre el producto durante el secado. Como se mencionó antes, el vapor sobrecalentado tiene la característica de tener una temperatura más elevada que la de

saturación, por lo tanto al utilizarlo en el secado un pequeño decremento de la temperatura no provocará condensación en el producto.

### **3.12.3 Etapas del secado al emplear vapor sobrecalentado**

Se han podido identificar tres periodos del vapor sobrecalentado en el proceso de secado. En el primer periodo se da el contacto directo con el producto a ser secado. El vapor sobrecalentado alcanza la temperatura del producto hasta llegar a la temperatura de ebullición, según la presión en que se desarrolle el proceso, dándole al producto una parte de su calor; en caso de que el vapor sobrecalentado no tenga la suficiente cantidad de calor, se pueden llegar a dar condensaciones en la cámara de secado o sobre el producto.

El segundo periodo se conoce como periodo de velocidad constante. Durante éste periodo la resistencia interna a la difusión de la humedad es menor que la resistencia externa a la remoción de vapor de agua desde la superficie del producto.

El tercer periodo es nombrado periodo de caída de velocidad, en éste, la velocidad de secado disminuye y la temperatura del producto incrementa hasta alcanzar la temperatura del vapor sobrecalentado. La resistencia interna al transporte de humedad es mayor que la resistencia externa [24].

Se ha considerado como una limitante del empleo del vapor sobrecalentado, el uso limitado de productos sensibles a las altas temperaturas. Como se ha dicho, las temperaturas de operación en que se trabaja con vapor sobrecalentado son muy altas, sin embargo se ha

propuesto el uso de presiones de vacío para contra restar éste problema. A pesar de las soluciones propuestas, sigue siendo difícil trabajar con vapor sobrecalentado debido a la falta de conocimiento acerca del mismo, y aún más si se toma en cuenta el hecho de que un sistema que trabaje con vapor sobrecalentado y vacío es más difícil de controlar.