

**UNIVERSIDAD NACIONAL DE CUYO**

**FACULTAD DE INGENIERÍA**

**APUNTES DE**

**FLUIDIZACION**

**CÁTEDRA DE OPERACIONES UNITARIAS**

## FLUIDIZACIÓN

### 1. Introducción

La fluidización consiste en suspender una masa de sólidos finamente divididos en una corriente gaseosa sin que sea arrastrado por la misma. Los sólidos se comportan en su conjunto como un fluido y se hallan en movimiento turbulento.

Esta operación permite realizar transferencia de masa y energía en forma muy eficiente porque el área específica es muy grande. A menudo se usa en reacciones de craking que incluyen el uso de catalizadores.

La operación se usa para reacciones catalizadas que requieran mucha superficie específica (cracking catalítico, desulfurización de gases, secado de granos y productos alimenticios, enfriamiento de los mismos, biorreactores para tratamiento de suelos contaminados).

### 2.- CARACTERISTICAS ESENCIALES DE LA OPERACIÓN:

Imaginemos el siguiente dispositivo simple: un tubo ensanchado, que se reduce gradualmente por un cono, y que en su base inferior hay una placa perforada (grilla), a la que llega un conducto provisto de una válvula, conectada a una bomba, compresor, soplante o cualquier otro equipo capaz de hacer circular un fluido, en este ejemplo un gas (observemos que podría inducirse la circulación aplicando vacío en la parte superior).

Mediante la válvula podemos regular el caudal y por consiguiente la velocidad del fluido.

Ahora bien, sobre la grilla se deposita un material fino sólido (al estado pulverulento), que constituye un lecho fijo.

A los fines de simplificar la experiencia, supondremos que todas las partículas sólidas son iguales y esféricas ( no se dá este caso en la realidad). Realizamos la siguiente experiencia:

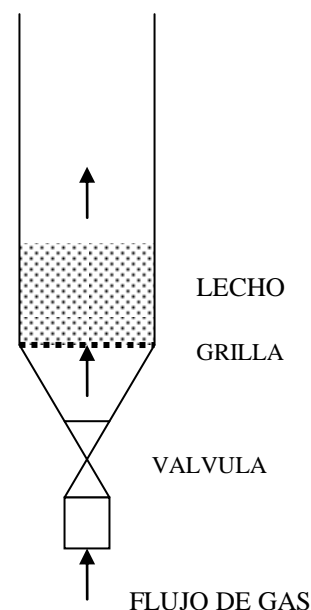
a) abriendo muy poco la válvula de paso, la velocidad del gas será pequeña. A través del lecho, el fluido circula por los espacios intergranulares, y observamos que la grilla actúa no solamente para sostener el lecho, sino para parcializar el caudal afluente por medio de sus orificios. Si el tubo es transparente, se observa que el lecho se mantiene como estaba (en cuanto a su volumen) ,pero si colocamos manómetros antes y después del lecho, constatamos una pérdida de carga ( $\Delta P$ ) .Podríamos comprobar experimentalmente que esta caída de presión es función de:

- la permeabilidad del lecho
- la rugosidad
- las propiedades del fluido ( densidad  $\rho$  , viscosidad  $\mu$  , velocidad  $V$  )

Si se aumenta un poco la velocidad, se observa que las partículas se " agitan " sin cambiar de su posición espacial, simplemente se orientan de manera de ofrecer la mínima resistencia al pasaje del gas. Este último estado se lo suele denominar como de " agitación y reposo " .

b) Aumentando aún más la velocidad se observa que las partículas se separan y flotan en la corriente del fluido. El lecho deja de ser fijo y se dilata.

c) Si se sigue aumentando la velocidad, aumenta la agitación de las partículas, y cuando se alcanza un valor determinado de velocidad (velocidad límite ) , las partículas son arrastradas.



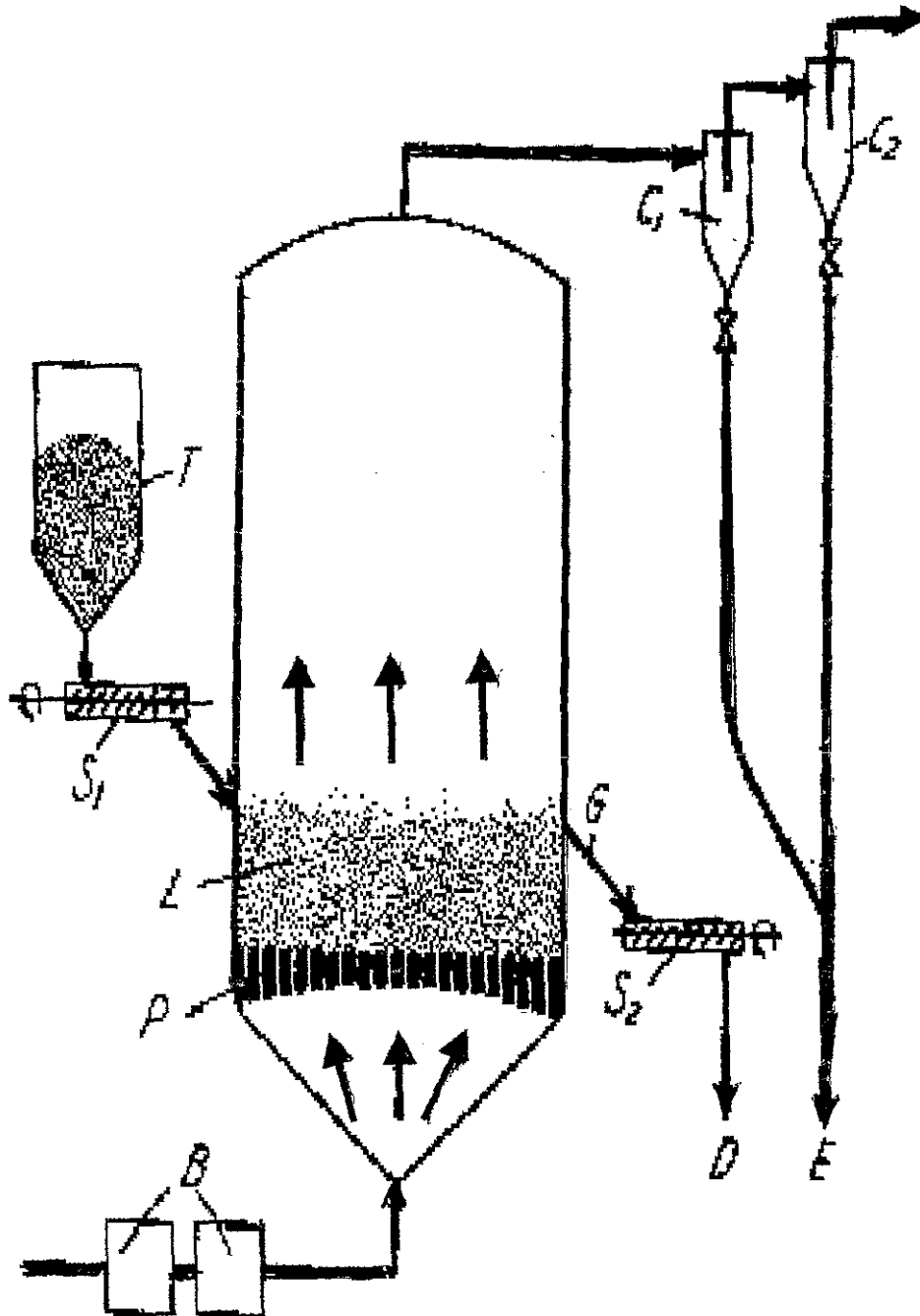
Partiendo de  $V = 0$ , y aumentando ésta hemos tenido los siguientes estados:

- Lecho Fijo
- Lecho Prefluidizado
- Lecho Fluidizado
- Transporte neumático

También se pueden dar las siguientes circunstancias secundarias (y que no son deseables), como:

- Canalización del gas en el lecho ( pasajes preferenciales )
- Burbujeo ( borboteo, fluidización tumultuosa ).

Esquema general de la instalación



En este esquema tenemos:

L: lecho fluidizado

P: grilla de distribución

C1 y C2 ciclones: sirven para separar las partículas sólidas arrastradas por el gas de salida.

B: compresor de gas

T: sólido a cargar al lecho

S1: sistema de carga del sólido fresco (catalizador, granos, etc)

G: salida del sólido agotado

S2: sistema de descarga del sólido agotado

D: sólido agotado

E: sólido muy fino arrastrado por el gas y recuperado en los ciclones

### 3.- CARACTERISTICAS DEL LECHO

a) Gran desarrollo superficial por estar las partículas finamente divididas habiendo en consecuencia una gran área de intercambio ( recordemos que las leyes de Fick y Fourier sobre las transferencias de masa y calor nos dicen que las mismas son proporcionales a esta área ).

Para tener una idea concreta de las magnitudes, supongamos que la sección del tubo es de  $1 \text{ m}^2$  de sección, y que la altura del lecho es de  $0,5 \text{ m}$ . Luego el volumen del lecho es de  $0,5 \text{ m}^3$ . Si las partículas son esféricas y su diámetro es de:  $d = 300 \mu$ , y suponemos que los sólidos ocupan sólo un 40 % del volumen del lecho ( $0,2 \text{ m}^3$ ), tendremos:

$$\text{Volumen de la partícula } V = \pi \cdot d^3 / 6$$

$$\text{Superficie de una partícula } S_p = \pi \cdot d^2$$

Por lo que por unidad de volumen de sólido, la superficie exterior será:

$$S_p/V = (\pi \cdot d^2) / (\pi \cdot d^3 / 6) = 6/d \quad ; \text{ la superficie de intercambio será:}$$

$$V_{\text{sólido}} \cdot (d/6) = 0,2 \text{ m}^3 \cdot (6/3 \cdot 10^{-4}) = \mathbf{4\ 000 \text{ m}^2}$$

b) Alto grado de turbulencia. En la interfase: gas-sólido hay una capa adherida al sólido. Por consiguiente la transferencia de masa o calor será inversamente proporcional a su espesor. En un flujo turbulento hay componentes transversales que disminuyen este espesor. Además habrá uniformidad tanto de concentración como de temperaturas en todo el lecho.

c) facilidad de ejecución de procesos exo o endo térmicos.

Resumiendo, podemos enunciar las ventajas o inconvenientes de los lechos fluidizados:

VENTAJAS	DESVENTAJAS
Se asimila a un fluido lo que permite operaciones continuas	La fluidodinámica es compleja (burbujas) y no hay un contacto gas-sólido íntimo
El reactor trabaja isotérmico (no hay gradientes de temperatura axiales o radiales)	Hay dificultades para extrapolar resultados de laboratorio, por lo que hay que hacer serios estudios en plantas pilotos.
Permite el transporte neumático	Hay atricción de partículas, lo que exige reposición de stock
Optima transferencia de calor	Produce erosión en los conductos y paredes del reactor
Hay un rápido mezclado	Se adapta mejor a plantas grandes

#### 4 CARACTERIZACIÓN Y PROPIEDADES DE LAS PARTÍCULAS

Las partículas se caracterizan por:

- 1) Diámetro
- 2) Densidad
- 3) Porosidad correspondiente a la fluidización incipiente ( $\epsilon_{mf}$ )
- 4) Factor de forma.

Veremos cada uno de ellos:

##### Diámetro Medio:

En un conjunto de partículas, el diámetro medio se puede definir de diversas maneras:

a) basado en la superficie específica:

$$d = 1 / \sum_1^n (X_i / d_i)$$

Donde  $X_i$  = fracción en masa de las partículas de diámetro  $d_i$

b) Diámetro Medio en volumen:

$$d = \sum_1^n (X_i \cdot d_i^3 / v_i)$$

Donde  $X_i$  = fracción en masa de las partículas de diámetro  $d_i$

c) Diámetro medio en masa:

$$d = \sum_1^n (X_i \cdot d_i)$$

El que más se usa es el primero, basado en la superficie específica.

##### DENSIDAD:

La determinación de la densidad del sólido ( $\rho_s$ ) puede realizarse por desplazamiento volumétrico en un picnómetro, y para partículas porosas se utiliza el procedimiento de ERGUN que se basa en la pérdida de carga a través de un lecho fijo.

##### POROSIDAD:

La porosidad del lecho correspondiente a la fluidización incipiente ( $\epsilon_{mf}$ ) se determina experimentalmente vertiendo una masa de partículas en un recipiente aforado, evitando cualquier vibración que compacte el lecho. Recordemos la definición:

$$\epsilon = \text{Volumen de Vacíos} / \text{Volumen Total}$$

Si llamamos:  $m_p$  = masa de las partículas

$V_p$  = volumen ocupado en el recipiente

La porosidad será en este estado incipiente (denominando por  $\rho$  la densidad del fluido)

$$\epsilon_{mf} = 1 - m_p / V_p \cdot (\rho_s - \rho)$$

La COMPACIDAD se define:  $C = 1 - \varepsilon = \text{Volumen Sólidos} / \text{Volumen total}$

### FACTOR DE FORMA ( $\Phi$ )

Al no ser esféricas las partículas en la realidad se define un factor de forma:  $\Phi$ , como la relación de las siguientes superficies:

$$\Phi = \frac{\text{Sup. esfera de volumen igual a la partícula}}{\text{Superficie de la partícula}}$$

WEN Y YU ( 1966 ) establecieron las siguientes relaciones entre la porosidad y la fluidización incipiente:

$$\frac{1 - \varepsilon_{mf}}{\Phi^2 \cdot \varepsilon_{mf}^3} = 11 \qquad \frac{1}{\Phi \cdot \varepsilon_{mf}^3} = 14$$

No tiene sentido formar un sistema de dos ecuaciones. Lo que se hace es hallar la media de los dos valores obtenidos.

Se ha observado que las propiedades de las partículas afectan en gran manera el comportamiento general del lecho y la calidad de la fluidización. Se distinguen dos casos:

## 5. TIPOS Y ETAPAS DE FLUIDIZACION

5.1. FLUIDIZACION CON CATALIZADORES: ( aquí se seleccionan las partículas por su tamaño ), y el diámetro medio es del orden de: 60 – 80  $\mu\text{m}$  , con una dispersión del orden:

$$11 \% < \frac{d_{\text{máx}}}{d_{\text{min}}} < 25\%$$

El tenor de finos no debe superar un cierto valor pues sino las partículas se agregan, se cohesionan o se aglomeran, produciendo canalizaciones en el lecho. Con el transcurso de la operación se van aumentando la cantidad de finos a causa de la atrición, ya sea debida al choque de partículas, de las partículas con la pared, o choque térmico, dando finalmente como resultado una disminución en la calidad de la fluidización.

5.2. FLUIDIZACION DE OTROS SÓLIDOS: aquí los problemas que se presentan son diversos:

- a) Aglomeración en-sólidos húmedos o pegajosos
- b) gran dispersión de tamaños
- c) Secado de sustancias pastosas, etc.

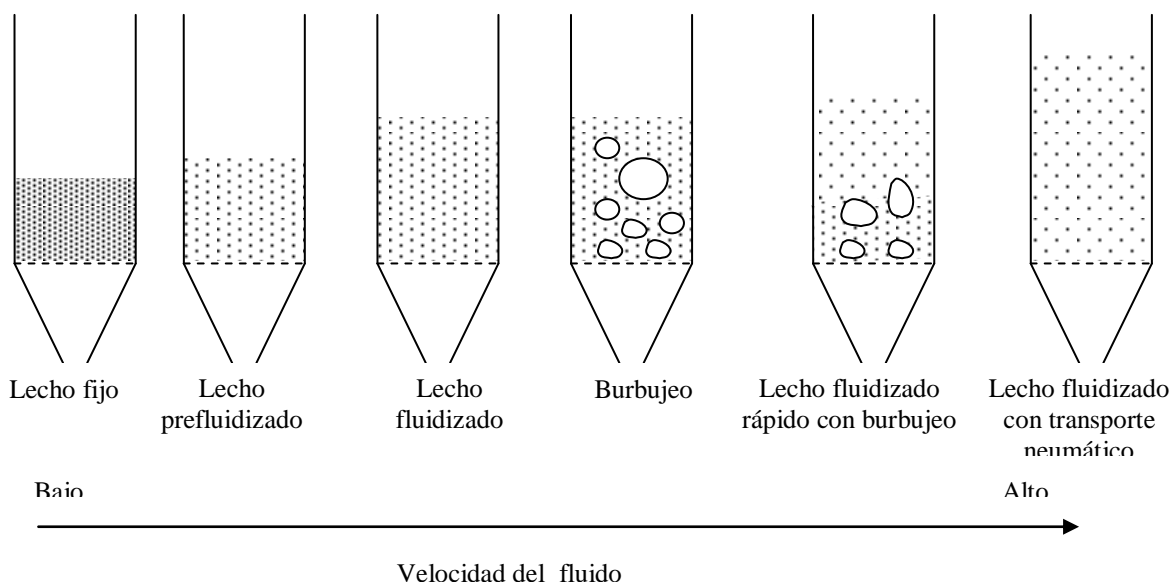
En consecuencia se debe actuar según las circunstancias, y no siempre será posible fluidizar. Hay escasa información relativa a la fluidización de partículas de gran tamaño (semillas, tubérculos, frutas, etc). Todas estas circunstancias antes mencionadas pueden resumirse en el siguiente esquema



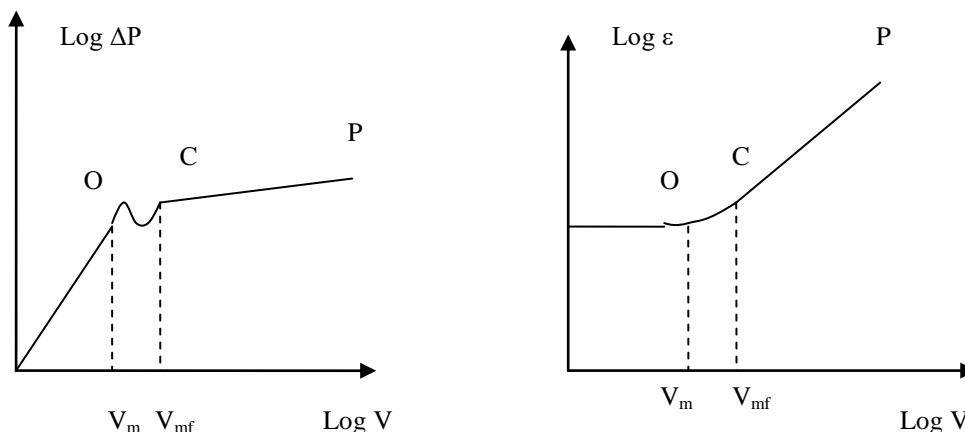
Vemos que el trayecto central del esquema tiene en cuenta los fenómenos normales. La velocidad del fluido es creciente hacia abajo. Lo punteado tiene en cuenta los fenómenos derivados que se desean evitar. Aumentando la velocidad del gas a partir de cero llega un momento donde el lecho fijo se dilata hasta que las partículas se separan entre sí, sin entrar en agitación. Esta situación puede considerarse como un lecho fijo que alcanza su volumen máximo, o como un lecho fluidizado en que su agitación es mínima o nula. Este estado de transición ha sido denominado “LECHO PREFLUIDIZADO” (quiescent bed). A partir de este estado y aumentando la velocidad del fluido, el lecho puede presentar dos formas diferentes:

- 1º) FLUIDIZACION HOMOGENEA, donde las partículas están regularmente dispersas.
- 2º) FLUIDIZACION HETEROGENEA, donde la dispersión es irregular y la heterogeneidad proviene de la formación de gruesas burbujas fluidas, en las que en su interior hay muy pocas partículas sólidas (aggregative or bubbling fluidization)

Los estados antes descriptos se pueden visualizar en las siguientes figuras:



Si graficamos estos estados poniendo  $\epsilon = f(V)$  y  $\Delta P = \phi(V)$  tendremos



Hasta el punto "O" es el período de prefluidización, donde las partículas alcanzan el máximo volumen de lecho fijo. A partir de aquí cualquier aumento de velocidad implica un aumento de la agitación, que es la característica del lecho fluidizado (punto "C" del gráfico), y que tiene parámetros característicos:  $V_{mf}$ ,  $\epsilon_{mf}$ ,  $\Delta P_{mf}$ ,  $L_{mf}$  (altura de lecho correspondiente a la fluidización incipiente). Luego de una pequeña fluctuación,  $\Delta P$  sigue aumentando, pero muy lentamente, mientras que la  $\epsilon$  lo hace notablemente.

El proceso continúa hasta llegar al punto "P" donde el sólido comienza a ser arrastrado por el fluido y el lecho desaparece como tal. Decimos que entramos en el "transporte neumático".

#### 6.- PÉRDIDA DE CARGA:

Es necesaria conocerla para poder estimar la potencia que será necesaria aplicar. Su cálculo puede hacerse igualando el peso "aparente" de las partículas de sólidos por unidad de área de la sección transversal de la columna (pérdida de carga experimentada por el gas).

$$\text{Peso de las partículas: } P_s = A.L.(1 - \epsilon) \cdot \rho_s \cdot g$$

$$\text{Empuje que reciben: } E = AL.(1 - \epsilon). \rho \cdot g$$

$$\text{Peso Neto del lecho: } P_s - E = PN = A.L.(1 - \epsilon).(\rho_s - \rho).g \quad [2]$$

donde: A = Sección de la columna ;  $\rho_s$  = densidad del sólido ; L = altura lecho  
 $\rho$  = Densidad del gas.-

La fuerza ejercida por el fluido (y que sostiene el sólido) será:  $F = MA$  [3]  
 igualando: [ 2 ] = [ 3 ] :

$$\Delta P.A = A.L.(1 - \epsilon).(\rho_s - \rho).g$$

$$\Delta P/L = (1 - \epsilon).(\rho_s - \rho).g \quad [4]$$

Que es la caída de presión por unidad de altura del lecho.



Evaluación de la Velocidad de Fluidización:

Si observamos el gráfico anterior:  $\Delta P = \varphi ( V )$ , observamos que  $\Delta P$  se mantiene prácticamente constante entre la velocidad mínima de fluidización y la velocidad máxima de fluidización, por lo que será válida en dicho intervalo la fórmula [ 4 ] para el estado de comienzo de la fluidización.

El cálculo de la velocidad mínima de fluidización puede obtenerse igualando la [ 4 ] con la fórmula de Ergun ( 1952 ) que dá la pérdida de carga que sufre el gas al atravesar el lecho fijo de partículas, en el momento de la fluidización incipiente, y que fué lograda por desarrollos del Análisis Dimensional:

$$\frac{\Delta P}{L_{mf}} = \frac{150\mu V_{mf} (1 - \epsilon_{mf})^2}{d^2 \cdot \epsilon_{mf}^3 \Phi} + \frac{1,75 \rho V_{mf}^2 (1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \Phi} \quad [5]$$

Igualando [4] y [5]

$$(1 - \epsilon) \cdot (\rho_s - \rho) \cdot g = \frac{150\mu V_{mf} (1 - \epsilon_{mf})^2}{d^2 \cdot \epsilon_{mf}^3 \Phi} + \frac{1,75 \rho V_{mf}^2 (1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3 \Phi} \quad [6]$$

Régimen Laminar

Régimen Turbulento

Esta fórmula nos permite calcular teóricamente:  $(V_{mf})$ , pero si no se conoce el factor de forma  $\Phi$  y la porosidad  $\epsilon_{mf}$ , no puede calcularse.

Hay dos posibilidades:

1°) Hacerlo experimentalmente, en una columna transparente y observando el comportamiento del lecho. Como el caudal del gas "Q" se mide, luego:

$$Q = V_{mf} \cdot A$$

y de aquí se calcula:  $V_{mf}$

2°) Utilizando las expresiones: [ 1 ] de Wen y Yu y reemplazando en la [ 6 ]:

$$\begin{aligned} (\rho_s - \rho) \cdot g &= \frac{150\mu V_{mf}}{d^2} \cdot 11 + \frac{1,75 \rho V_{mf}^2}{d} \cdot 14 = \\ &= 1650 \cdot \frac{\mu V_{mf}}{d^2} + 24,5 \cdot \frac{\rho V_{mf}^2}{d} \quad [7] \end{aligned}$$

Esta fórmula puede expresarse en grupos adimensionales, multiplicando ambos miembros por:

$$\rho \cdot d^3 / \mu^2$$

$$\frac{(\rho_s - \rho).g \rho \cdot d^3}{\mu^2} = 1650 \cdot \frac{\rho \cdot d \cdot V_{mf}}{\mu} + 24,5 \frac{\rho^2 d^2 V_{mf}^2}{\mu^2}$$

Ga( N° Galileo)                      Re                      ( Re )<sup>2</sup>

$$Ga = 1650.Re + 24,5.Re^2$$

Que es una ecuación de 2° grado en Re:  $24,5.Re + 1650.Re - Ga = 0$

Una de sus raíces será:

$$Re = \frac{-1650 + \sqrt{(1650)^2 + 4 \cdot 24,5 \cdot Ga}}{2 \cdot 24,5}$$

finalmente:

$$Re = \sqrt{(33,7)^2 + 0,0408 \cdot Ga} - 33,7 \quad [ 8 ]$$

Una tercera forma de encontrar  $V_{mf}$  sería observando en la [6] que el 2° miembro de Ergun, considera dos contribuciones a la pérdida de carga: una primera debida a la viscosidad y una segunda a efectos cinéticos. Cuando la fluido dinámica de nuestro caso hace preponderante a las fuerzas de viscosidad frente a las de inercia (N° de Re, bajos) ( $Re_p$ ) < 20, se estará en un régimen laminar, y en una aproximación puede despreciarse el segundo sumando.

Por el contrario, si ( $Re_p$ ) > 1000, se desprecia el primer sumando.

Luego partiendo de la [7] y operando algebraicamente en ambas consideraciones:

$$V_{mf} = \frac{d^2 (\rho_s - \rho).g}{1650 \cdot \mu} \quad \iff \quad (Re_p) < 10$$

$$V_{mf} = \sqrt{\frac{d^2 (\rho_s - \rho).g}{24,5 \rho}} \quad \iff \quad (Re_p) > 1000$$

Algunos autores recomiendan trabajar con el diámetro " d " de las partículas basado en la superficie específica ( definición a) del punto: 1.3.-), en especial si son sistemas polidispersos. Para calcular la velocidad de fluidización máxima, es decir aquella velocidad límite de sedimentación de las partículas:  $V_{Mf}$  y que mayores valores de ella producirán el arrastre de las partículas, tendremos presente que este estado límite ocurrirá cuando la fuerza de arrastre del gas sea igual al peso de las partículas en el seno del fluido. La resistencia: "R" que opone una partícula esférica a la corriente de gas, por unidad de área proyectada, será:

$$R = \frac{4/3 \cdot \pi \cdot d^3/8 (\rho_s - \rho) \cdot g}{\pi \cdot d^2/4} = 2/3 \cdot d \cdot ((\rho_s - \rho) \cdot g)$$

Heywood en 1948 formó el siguiente grupo adimensional:

$$\frac{R}{\rho V_{MF}^2} \cdot \frac{V_{MF}^2 d^2 \rho^2}{\mu^2} = \frac{2 d^3 \rho \cdot g \cdot (\rho_s - \rho)}{3 \mu^2} = \frac{2}{3} Ga$$

que permite independizarse de  $V_{MF}$  y mediante el gráfico siguiente será posible obtener finalmente  $V_{MF}$  mediante las secuencias

$$\frac{R}{\rho V_{MF}^2} \cdot R_{et}^2 \implies R_{et}^2 \implies V_{MF}$$

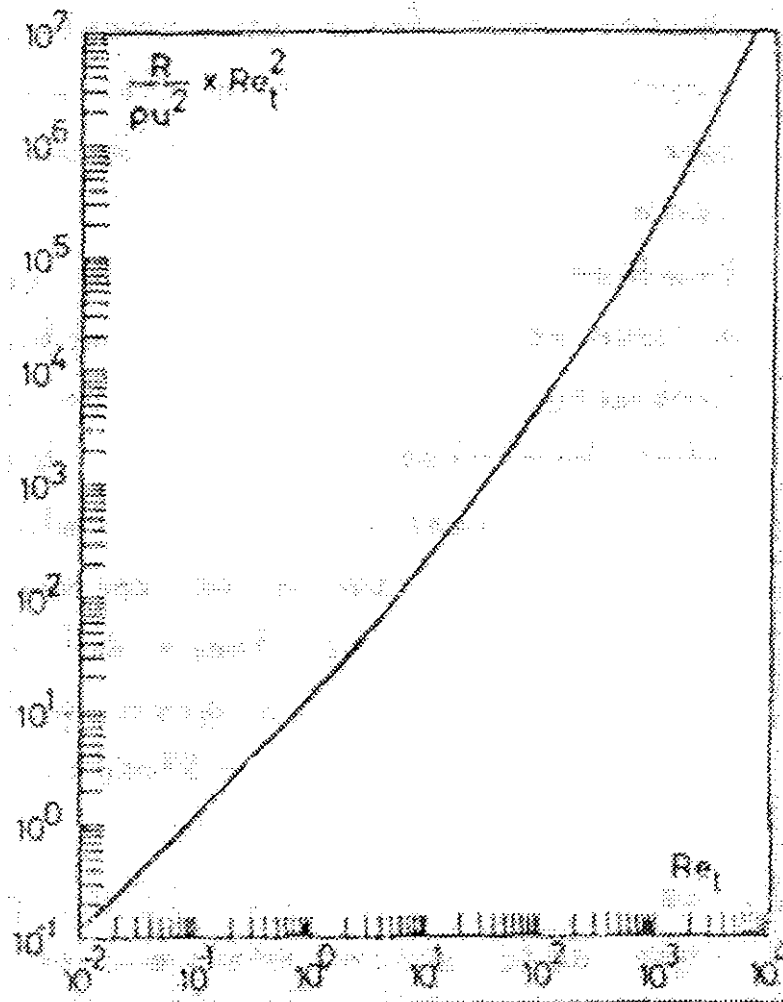


Fig. 2. Correlación gráfica para el cálculo de la velocidad terminal de las partículas.

De lo anterior visto hemos obtenido las velocidades mínimas y máximas de fluidización. Tengamos presente, que lo anterior es válido para partículas esféricas y que en los casos reales habrá que hacer las correcciones correspondientes.

Estos dos valores límites de velocidades acotan el rango de velocidades correspondientes a lo que se conoce como: FLUIDIZACIÓN DISCONTINUA, según algunos autores. Por encima de:  $V_{MF}$  tenemos el transporte neumático, que también algunos llaman: FLUIDIZACIÓN CONTINUA.

Cuando nuestro cálculo requiera una fluidización discontinua, la velocidad de fluidización VF estará dentro del rango mencionado, y en la práctica, por razones técnico-económicas se adopta:

$$VF = 3 \text{ a } 5 V_{mj}$$

Un equipo transparente también permite calcular la dilatación del lecho provocado por una velocidad adoptada. Este dato es muy importante, ya que la relación:

$$L_{lecho}/D_{tanque}$$

está relacionada con la CALIDAD DEL LECHO FLUIDIZADO, y esto merece un comentario especial. Cuando las partículas son de forma irregular, de distintos tamaños y muy densas y el fluido es un gas o un vapor, el lecho tiende a abrirse paso formando canalículos ( channelling ) que bajan el rendimiento y dificultan la fluidización. A este fenómeno se lo denomina: PERFORACIÓN DEL LECHO.

También cuando el fluido es un gas, éste puede llegar a reunirse y formar burbujas. Generalmente este fenómeno suele ser seguido por la acumulación o agregación de estas burbujas, formando bolsas de gas que terminan por fraccionar el lecho. Estas fracciones suben hasta "explotar" arriba y en consecuencia las partículas son arrastradas fuera del lecho. Los lechos fraccionados tienen un gran poder erosivo e impiden el buen contacto: fluido-sólido. Este fraccionamiento está favorecido por:

- una elevada relación:  $L/D$  , por lo que se aconseja que ésta nunca sea mayor que la unidad
- el hecho de que las partículas sean exageradamente homogéneas
- que los orificios de la grilla ( placa perforada) sean muy grandes

Argawal y Storrow obtuvieron la siguiente fórmula:

$$V_{mf} = 10,7 \cdot V_B^{0,6} \cdot L^{0,8}$$

siendo:

$V_B$  = velocidad de burbujeo (cm / seg)

$L$  = altura del lecho (cm).

Este fenómeno no se da cuando el fluido es un líquido.

## 7.-GRILLA DE FLUIDIZACIÓN:

La calidad de la fluidización en cuanto a homogeneidad se refiere, está muy influenciada por el tipo de grilla, debiéndose tener en cuenta:

1°) Si los orificios son pocos numerosos y grandes, las burbujas serán grandes y la densidad del lecho fluctúa enormemente

2°) Si los orificios son numerosos, las burbujas son pequeñas y el lecho es más uniforme, el contacto gas-sólido es más íntimo y los chorros son de menor altura (jets de grilla )

Las fluctuaciones de velocidad son despreciables a pequeñas velocidades, pero se tornan importantes a velocidades elevadas.

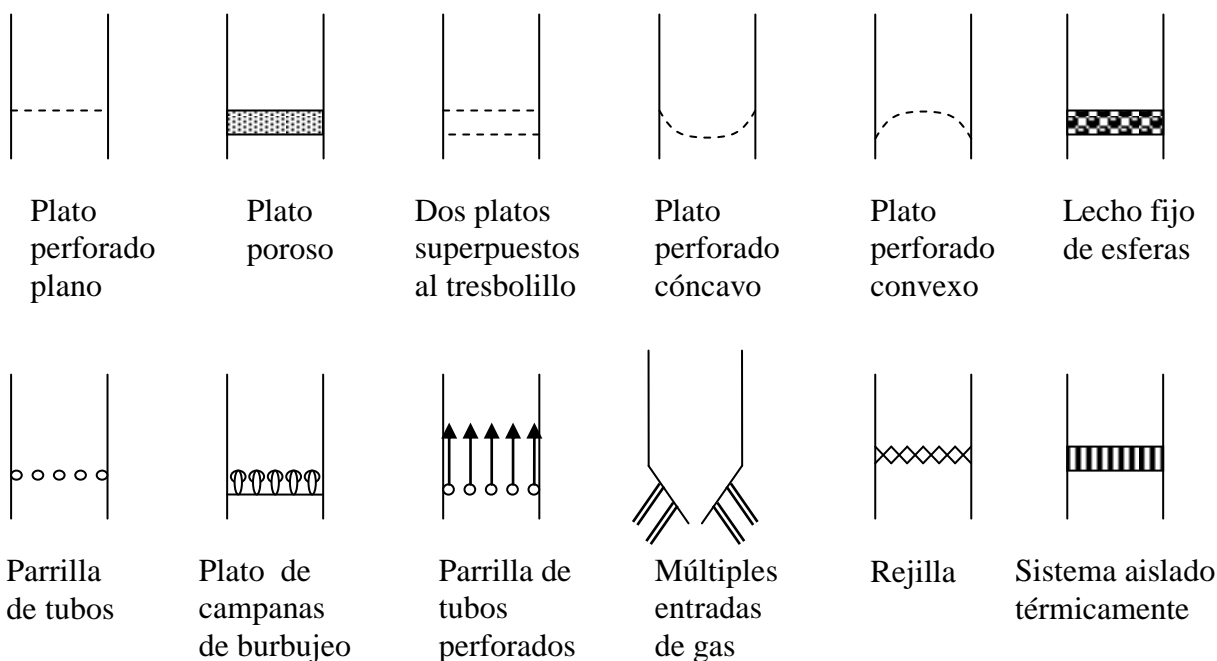
3°) Si la grilla se construye como una placa porosa sinterizada, la calidad de la fluidización es muy buena, pero industrialmente no se la utiliza porque el gas puede transportar polvos que tapan el distribuidor, y además la pérdida de presión es muy grande y se eleva el costo de la operación.

4°) El material que se usa en la grilla, es función de la temperatura. Para:  $T > 600^{\circ}\text{C}$  se usan aceros refractarios o cementos refractarios especiales a base de carborundum ó similares.

5°) Debe tenerse la idea de que la velocidad de pasaje del gas por los orificios de la grilla es entre: 5 a 100 m/seg, valor muy elevado

### PRINCIPALES TIPOS DE GRILLAS:

En la figura siguiente están dibujadas esquemáticamente las principales formas de grillas o distribuidores, que merecen el siguiente comentario:



1°) las grillas planas, muy utilizadas en laboratorios, tienen el inconveniente de permitir la pérdida de sólidos cuando se corta el pasaje de gas.

2) Las dos placas planas con orificios en tresbolillos reducen las pérdidas de sólidos al cortar el gas y se utilizan bastante en equipos industriales, además son de fácil cálculo, construcción y efectúan una buena distribución del gas

3°) Las grillas curvas se utilizan cuando la carga es grande y el lecho también. Como el burbujeo y las canalizaciones tienden a producirse en el eje del lecho, este tipo de grillas reducen el fenómeno. A veces para proporcionar un buen contacto íntimo entre gas-partícula, se

hacen menos agujeros en el centro que en la periferia, pero esto puede ocasionar problemas de resistencia mecánica.

4°) Hay como vemos muchas posibilidades de elegir un tipo de grilla, y su selección y cálculo deben ser efectuados con mucho cuidado, teniendo en cuenta la dilatación térmica que sufre, que el tamaño de los agujeros no deben ser tan chicos que se tapen, ni grandes que pierdan sólidos.

El diámetro de los orificios suelen oscilar entre:

$$0,6 \text{ cm} < d < 2,5 \text{ cm}$$

Experimentarlos en Planta Piloto, en una escala que sea una fracción del reactor, es muy conveniente.

La experiencia demuestra que la caída de presión a través de la grilla debe ser grande para que el caudal de gas sea igual en todos los agujeros.

Este valor puede llegar a ser un porcentaje importante respecto de la pérdida de carga en el lecho.

Si:  $\Delta P_g$  denomina la caída de presión en la grilla y  $\Delta P$  denomina la caída de presión en el lecho,

Hay muchos criterios para fijar el :  $\Delta P_g$ , pero todos ellos oscilan entre:

$$10 < [\Delta P_g / \Delta P] \cdot 100 < 40 \quad [ 10]$$

Como dijimos antes la velocidad del gas en los orificios es extremadamente grande y en consecuencia, penetran chorros (jets) de gas en el lecho fluido fuertemente energéticos, por lo que conviene conocer su alcance de penetración. Las ecuaciones experimentales más aceptadas son:

Basov:

$$Z = \frac{d_g}{0,00178 + 1,44 d_g} \cdot Q_0$$

Z = altura de los Jets en pulgadas ;  $d_g$  = diámetro orificio en pulgadas  
 $Q_0$  = caudal volumétrico en un agujero [  $\text{cm}^3 / \text{seg}$  ]

Zens: (1968)

a) para chorros verticales:

$$\text{Log}_{10} [ V_{\text{orif}} \cdot (\rho)^{1/2} ] = 1,387 + 0,0145 ( Z / d_o )$$

$V_{\text{orif}}$  = velocidad en el orificio en: ( m / seg)

Z ,  $d_o$  en ( m )

$\rho$  en: (  $\text{kg} / \text{m}^3$  )

b) para chorros horizontales:

$$\text{Log}_{10} [ V_{\text{orif}} \cdot (\rho)^{1/2} ] = 1,567 + 0,0449 ( Z / d_o )$$

Tengamos presente que algunas veces es necesario inyectar dos gases por separado como en el caso que uno de ellos es un inerte para evitar una explosión, o uno frío para control de la temperatura ..

En estos casos el gas fluidizante penetrará por la grilla, y el otro por un sistema de tuberías colocadas más arriba de la grilla. Estas tuberías tendrán una serie de orificios que suelen colocarse en la cara inferior, para facilitar la puesta en marcha. En resumen, deben estar montados a una distancia de la grilla suficiente para evitar la erosión de los jets del otro gas.

Desde el punto de vista de la mecánica de los fluidos, el proceso de cálculo sigue los siguientes pasos:

1°) En base a la ecuación [ 10] , se fija a priori el valor de  $\Delta P_g$

2°) Se calcula la pérdida de carga en el lecho: (  $\Delta P$  ) ya sea por la [ 4 ] o por la densidad media del lecho y su altura:

$$\Delta P = \rho \cdot L_F \quad (L_F \text{ se fija a priori})$$

3°) Cálculo de las pérdidas de carga:

a) Grilla:

$$\Delta P_g = \% \Delta P$$

b) Presión del gas antes del distribuidor:

$$P = \text{Presión sobre el lecho} + \Delta P + \Delta P_g$$

4°) Velocidad del gas en el orificio de la grilla

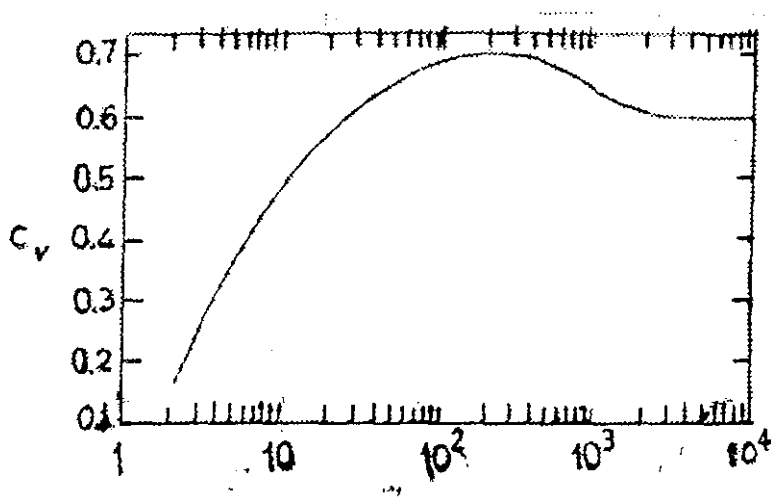
$$V_{\text{orificio}} = C_v \cdot [ ( 2 \cdot \Delta P_g / \rho ) ]^{1/2}$$

Donde:

$\rho$  = densidad del gas fluidizado

$C_v$  = coeficiente que se determina con el gráfico siguiente:

Gráfico de la variación de:  $C_v$  con el N° de Reynolds del distribuidor:



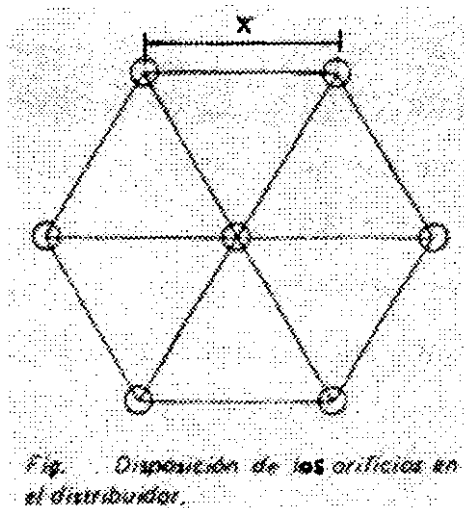
5°) NUMERO Y DISPOSICIÓN DE LOS ORIFICIOS:

Conocido el caudal del gas: "Q", prefijando el diámetro del orificio y la sección "A" del lecho, el número: N de orificios se calcula:

$$Q = V_{\text{lecho}} \cdot A = V_{\text{orificio}} \cdot A_{\text{orificio}} \cdot N$$

luego:

$$N = \frac{V_f \cdot A \cdot 4}{V_{\text{orificio}} \cdot \pi \cdot d^2}$$



Estos orificios se situarán sobre los nudos de una malla hexagonal centrada, formada por triángulos equiláteros de lado: "X". La superficie de un triángulo corresponde a medio orificio, por lo tanto:

$$X = [ 2 / (3)^{1/2} \cdot (N / A) ]^{1/2}$$

Según Zens (1968 ), la distancia: "X" debe cumplir la siguiente condición:

$$\frac{X}{d} > 51,72 \cdot \{ \text{Log}_{10}[C_v \cdot (2 \cdot \Delta P_g / \Delta P \cdot L_f \cdot \rho \cdot g)^{1/2} - 1,39] \}$$

Los valores usuales de: "d" y "x" son:

$$0,5 \text{ cm} < d < 5 \text{ cm}$$

$$5 \text{ cm} < x < 30 \text{ cm}$$

### 8. ALTURA CRITICA DE RECUPERACIÓN DE PARTICULAS (T.D.H.)

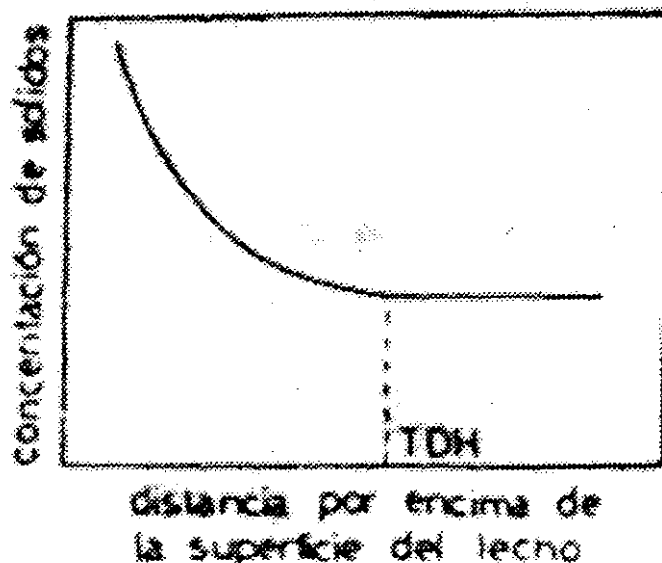
Cuando el gas abandona el lecho fluidizado, su velocidad puede ser mayor que la velocidad terminal de algunas partículas, y se observa que el gas en esta zona es intermitente, con un perfil de velocidades no uniforme.

A medida que se aleja del lecho, la velocidad se va haciendo más uniforme, y la partícula cuya velocidad terminal sea menor a la del gas, será arrastrada al exterior ( si no se coloca un recuperador de partículas, llamado ciclón) . La boca de entrada de este ciclón deberá estar por encima de esta zona.

Esto sucede con los muy finos, que son arrastrados, mientras que los gruesos caen al lecho.



La altura mínima para que el caudal de sólidos arrastrados SEA CONSTANTE, es decir, que solo arrastre a los muy finos se llama T.D.H. (Transport Desengaging Height), y hay gráficos de Zens y Weil (1958), para calcular aproximadamente la T.D.H. Estos gráficos tienen la forma:



Más precisión se consigue con el criterio de Fournol (1973) que definieron la T.D.H. como la altura por encima de la superficie del lecho, para que el valor inverso del N° de Froude sea igual a 1000:

$$\frac{g \cdot \text{T.D.H.}}{V_F^2} = 1000 \qquad \text{T.D.H.} = \frac{1000 \cdot V_F^2}{g}$$

#### 9- EFICIENCIA DE LA FLUIDIZACIÓN:

Como ya hemos dicho para dilatar un lecho granular hasta conseguir la independencia de sus partículas, se necesita una pérdida de carga  $\Delta P$ , y una velocidad  $V_0$ . Pero la fluidización propiamente dicha se obtiene a :  $V_r > V_0$

El producto de la sección del lecho:  $A = \pi \cdot D^2 / 4$ , por las correspondientes velocidades, darán los caudales, y el producto de éstos por las pérdidas de carga, darán las potencias consumidas.

$$P_0 = \Delta P \cdot (\pi D^2 / 4) \cdot V_0 \qquad P_f = \Delta P' \cdot (\pi \cdot D^2 / 4) \cdot V_r$$

Observando el gráfico:  $\Delta P = F(V)$  notamos que  $\Delta P$  desde "0" hasta cualquier punto de fluidización "f" es casi constante (es decir tiene poca variación), o sea:  $\Delta P \approx \Delta P'$ , por lo que podremos hacer la siguiente relación:

$$\frac{P_f - P_0}{P_f} = \frac{V_f - V_0}{V_f}$$

Leva, definió una velocidad específica o másica, multiplicando el segundo miembro por:  $\rho / \rho$

$$\frac{P_f - P_0}{P_f} = \frac{V_f - V_0}{V_f} \cdot \frac{\rho}{\rho} = \frac{G_r - G_0}{G_r} = \eta$$

El primer término da el consumo de potencia por unidad de potencia aplicada, empleada en las acciones turbulentas del lecho, y que es igual al último término ( los " G " ), al que Leva define como: " Eficiencia " o " rendimiento " de la fluidización.

También da dos gráficos generalizados, para calcular el "  $\eta$  ", y luego con este valor, establecer la altura del lecho:  $L_f$

Resumiendo, para el cálculo, se sigue la siguiente secuencia:

1°) con la relación:  $G_r / G_{mf}$  se obtiene:  $\eta$  (primer grafico )

2°) con este valor de  $\eta$  , y el diámetro de la partícula se obtiene:

$$R = (L_f / L_{fm})$$

y como:  $L_{fm}$  se puede calcular, se obtiene finalmente.

"  $L_f$  " ( segundo gráfico, ver hoja siguiente)

## 10- FENOMENOS DE TRANSFERENCIA EN EL LECHO FLUIDIZADO (CALOR)

En un lecho fluidizado, hay dos tipos de transferencia calorífica:

a) del fluido al sólido

b) del lecho a la pared

Un caso concreto es por ejemplo la " tostación de sulfuros", donde el aire actúa de comburente y fluidizante. La cantidad de sulfuros que pueden así tostarse es de casi 15 veces mayor que en un horno de lecho fijo. Aquí la reacción es muy exotérmica por lo que es necesario eliminar el calor, para que los sólidos no se fundan o aglomeren (con lo que desaparecería el estado fluidizado. El mecanismo de eliminación del vapor comprenderá los dos casos citados: del gránulo al gas, y del gas- sólido (lecho) a la pared (generalmente encamisada).

El fenómeno es bastante complejo pues interactúan las variables que afectan al gas (  $\rho$  ,  $\mu$ ,  $C_p$  ,  $K$  ) y las propias del sólido ( forma, tamaño,  $C_p$  ), como así también las del lecho ( altura, diámetro, grado de turbulencia, etc ).

### TRANSFERENCIA: PARTÍCULA-GAS

En base al análisis dimensional, Kettering encontró:

$$\frac{h_g \cdot D_p}{K} = 0,0135 \cdot \left( \frac{D_p \cdot G}{\mu} \right)^{1,3} = 0,0135 \cdot Re^{1,3}$$

Siendo:

$h_g$  = Coefic. Transf. por convección [Kcal/h.  $m^2$  °C ]

$D_p$  = Diámetro de la partícula [ mm. ]

$G$  = Velocidad másica [ Kg / h.  $m^2$  ]

La siguiente tabla dá idea sobre los valores de  $h_g$  y de la influencia de  $G$  y  $D_p$

Tipo de lecho	$h_g$ (Kcal/m.h.°C)	Efecto sobre $h_g$ por aumento de G	Efecto sobre $h_g$ por aumento de $D_p$	Autor
Fluidizado	0,29-4,23	Ninguno	Aumenta	Wemsley y otros
Fluidizado	2,30-32	Aumenta	Aumenta	Kettering y otros
Fluidizado	2,1- 78	Aumenta	Aumenta	Walton y otros
Fijo	98 – 636	Aumenta	Disminuye	Wilke y otros
Part. Aisladas	73 – 465	Aumenta	Disminuye	Ranz y otros

TRANSFERENCIA: LECHO - PARED

En esta etapa, los coeficientes son muy superiores que los de lecho fijo. El movimiento turbulento hace que las partículas choquen con las paredes y rompan la película adherida a la pared, logrando una mejor transferencia.

Esto se observa en el gran aumento de  $h_g$  a partir de los puntos angulares: "c" que indican el pasaje de lecho fijo a fluidizado.

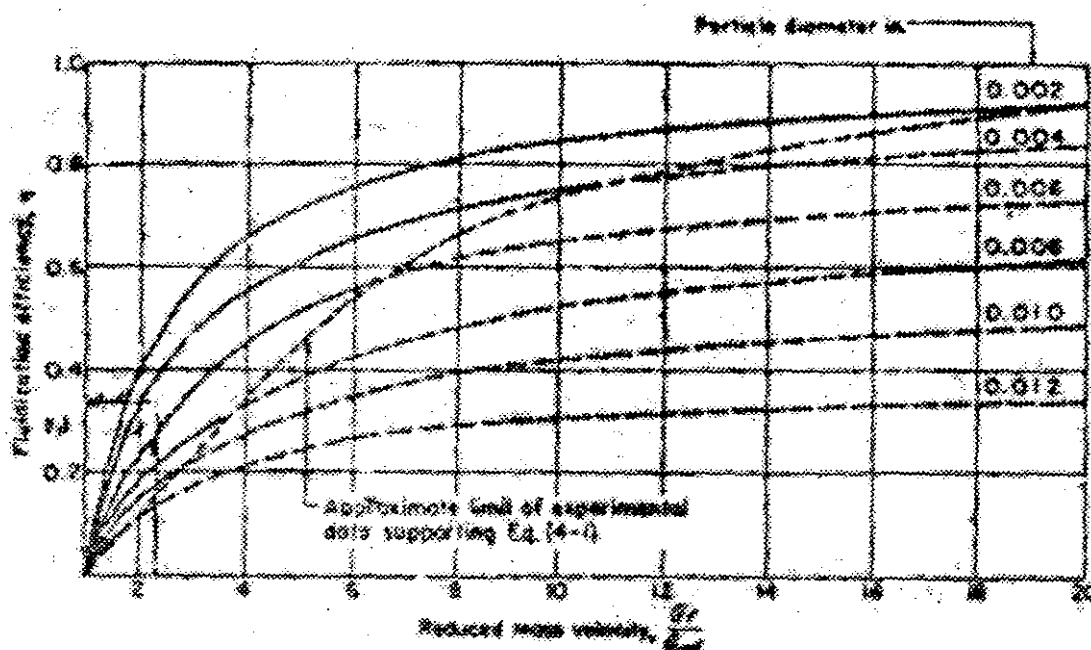


FIG. 4-16. Fluidization efficiency vs. reduced mass velocity.

Curva	$D_0$ en mm	Gas fluidizante
I	0,31	Aire
II	0,75	Aire
III	0,31	Hidrógeno

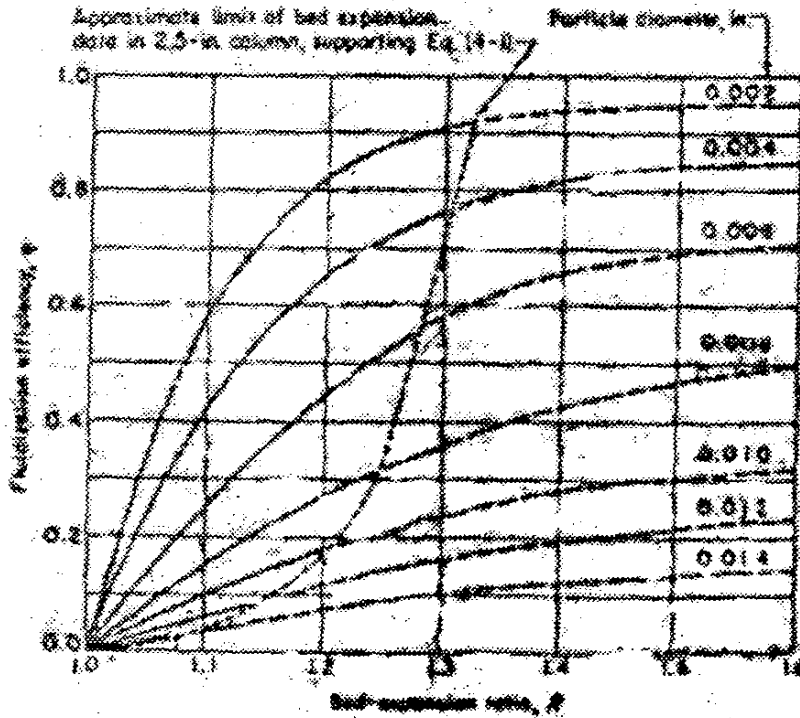


FIG. 4-17. Fluidization efficiency vs. expansion ratio.

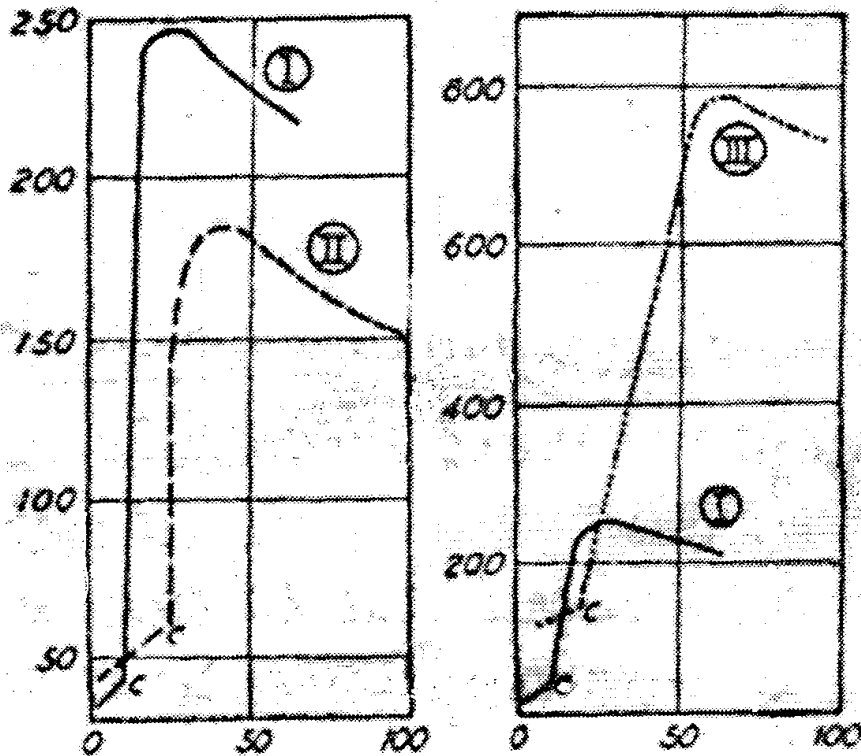


FIG. 13-5. - Coeficientes de transmisión calorífica (ordenadas) en función de la velocidad de fluidización (abscisas). Ordenadas, en  $Kcal. h^{-1} m^{-2} ^\circ C^{-1}$ ; abscisas, en  $cm. seg^{-1}$  (Sellers y Fanning).

- En líneas generales, los: " hg " aumentan:
- Al aumentar los G
  - Al aumentar los K del fluido

- Al disminuir los  $D_p$
- Al disminuir la altura de la superficie a través de la que se efectúa la transferencia

## 11. CARACTERISTICAS DEL LECHO

1. Desde el punto de vista de los fluidos.

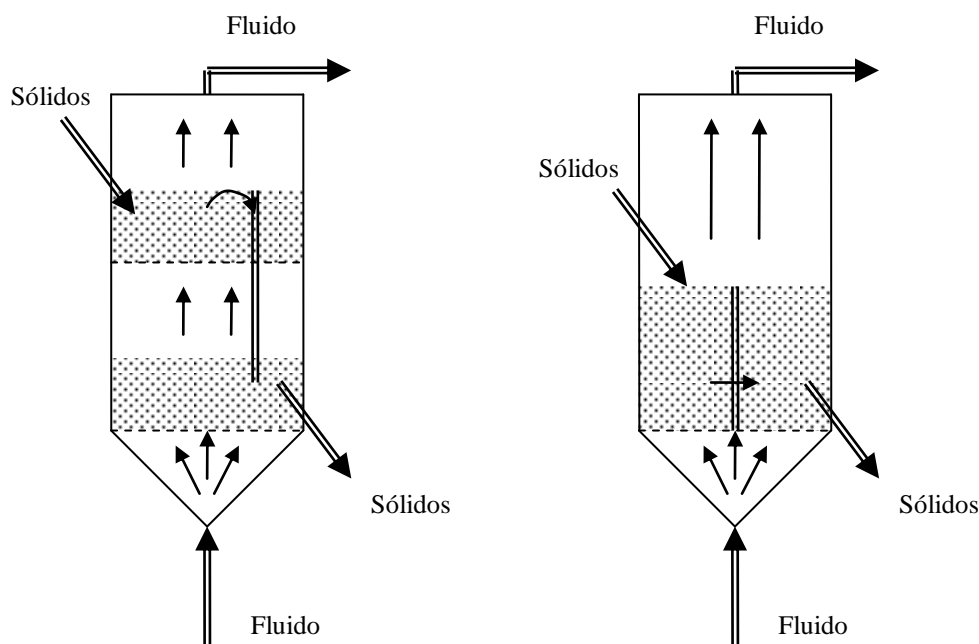
Al pasar a través del lecho, los fluidos van a estar en contacto con partículas de igual composición a la de salida. El tiempo de contacto será:

$$\theta_g = \frac{\text{Volumen de espacio gaseoso}}{\text{Caudal}} = \frac{A \cdot L \cdot \varepsilon}{A \cdot V_f} = \frac{L \cdot \varepsilon}{V_f}$$

Esto es cierto si se supone que todos los filetes del chorro fluido son paralelos (lo que no es cierto por la presencia de sólidos).

Luego  $\theta_g$  estará determinado por  $V_f$ , ya que  $L$  no puede ser cualquiera (recordar que la relación  $L/D < 1$ ). De esta manera cuando se trate de sólidos muy densos, se necesita una gran  $V_f$ , por lo que el  $\theta_g$  será muy chico, y en consecuencia no se podrá llevar a cabo una buena transferencia gas-sólido, Este problema se puede solucionar:

- Haciendo recircular los gases a través del lecho (implica gastos en todo el sistema recirculación)
- Compartimentando el lecho, lo que implicará una mayor pérdida de carga.



2. Desde el punto de vista de los sólidos

Como hay una elevada turbulencia, se logra una mezcla instantánea, pero existe la posibilidad de cortocircuitos, es decir que partículas recién ingresadas salgan antes de estar el tiempo de residencia necesario para una buena transferencia (en contrapartida, otras partículas estarán más de los necesario).

Definiremos

$$\theta_m = \frac{\text{Volumen del lecho}}{Q}$$

$\theta_m$  = tiempo medio de residencia de los sólidos  
 Q = caudal de alimentación de sólidos

Otra vez es la solución compartimentar en serie o en paralelo.

Observando los esquemas anteriores de PERRY, vemos que cuando el volumen total se subdivide en n volúmenes iguales, se puede demostrar que el tanto por ciento de partículas que permanecen un tiempo menor que  $\theta_m$  es:

$$J = 1 - e^{-y} \cdot [1 + y + \frac{y^2}{2!} + \frac{y^3}{3!} + \dots + \frac{y^{(n+1)}}{(n+1)!}] \quad [13]$$

donde  $y = Q \cdot n \cdot \theta / V = [\theta / \theta_m] \cdot n$

Siendo  $\theta$  el tiempo que realmente ha estado la partícula dentro del reactor. Si ahora identificamos a  $\theta_m$  como el tiempo que realmente necesita estar la partícula, la transferencia se conseguirá cuando  $\theta / \theta_m < 1$ .

Si suponemos que esto último se cumple, por ejemplo que sea igual a 0,5 esto nos dice que el tiempo de residencia medio es el doble del que necesita la partícula para el grado de transformación dado.

Los valores de j para distintos números de compartimientos, se pueden ver en la siguiente tabla:

Numero de lechos n	% de partículas que residen un tiempo inferior al necesario para la transferencia
1	39,4
2	26,1
3	19,1
4	14,3

Por otro lado si suponemos un lecho sin compartir, el " j " de las distintas relaciones de:  $\theta / \theta_m$ , son:

$\theta / \theta_m$	% de partículas
1	63,2
0,1	9,5
0,05	4,8
0,02	1,9
0,01	1

Lo que demuestra la conveniencia que:  $\theta / \theta_m$  sea lo menor posible, y tanto menor cuanto menor sea el número de compartimientos " n " •

En la expresión: [ 13 ] vemos que en la medida que:  $n \rightarrow \infty$ , como la ecuación es convergente a:  $e^{-y}$ ,  $j \rightarrow \infty$ , lo que equivaldría a un sólido que se desliza continuamente en contracorriente con los gases.

**BIBLIOGRAFIA:**

VIAN OCÓN, ELEMENTOS DE ING QUIMICA

M. LEVA Fluidization. (Mc. Graw HiII )

KUNIN, LEVENSPIEL, Fluidization engineering

ZENS , OT~ER , Fluid and Fluid Particle System

OTHMER, Fluidization

CRAMER, Chemical Eng. Practice

CASAL, LUCAS , Cálculo y diseño de Lechos Fluidizados ( Ingeniería Química ( 1984 )

MARCONI , Fluidización, Boletín Informaciones Petroleras

GIVAUDON, Thermodynamique Appliqué a L'Industrie du Petrole.

FRANTZ, JOSHEP, Design for fluidization- Chemical Engineering.

LETZSCH WARREN, KNOWLTON

Katalistiks Fluidization Seminar

TED, MAGNUSSON J. E.

PERRY et al: Manual del Ingeniero Químico ( 6a edición)