

J.L. Ferrer, D. Rodríguez y C. García
Escuela de Ingeniería Química
Facultad de Ingeniería
Universidad del Zulia
Maracaibo, Venezuela

FLUIDIZACION EN LECHOS DE BASE CONICA
PARTE I: VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION Y CORRELACIONES

RESUMEN

En el presente trabajo de investigación se analizó la incorporación del factor geométrico D_1/D_c Diámetro del Distribuidor/Diámetro de la Columna en la fluidización del mineral de hierro en lechos cilíndricos de base cónica usando aire como agente fluidizante. De la comparación de los valores experimentales de velocidad mínima de fluidización con los valores estimados por las diferentes correlaciones de la literatura, se concluye que su aplicabilidad está limitada a lechos cilíndricos de base plana y al sistema fluido-sólido correspondiente, excepto la correlación de Kumar-Sen Gupta mostró una desviación del 5% para $D_1/D_c=3,8$ y la correlación de Leva con una desviación del 30% para $D_1/D_c=0,50$. Los resultados experimentales de fluidización sobre lechos de base cónica demuestran que el incremento del diámetro de columna o disminución de la relación D_1/D_c determina una mayor velocidad de fluidización y disminución en la caída de presión. La expresión generalizada encontrada en el presente trabajo tanto para la columna de base plana como cónica es:

$$R_1 = \frac{\text{Remf. cónica}}{\text{Remf. Cilíndrica}} = 0,39942 \left(\frac{D_c}{D_1} \right)^{3,00} + 0,60058$$

donde Remf. cónica representa el Número de Reynolds para la columna de base cónica y Remf. cilíndrica representa el Número de Reynolds para la columna de base plana a las mismas condiciones del sistema gas-sólido.

ABSTRACT

In the present research work it was analyzed the incorporation of the geometric factor D_1/D_c Distributor Diameter/Column Diameter in the fluidization of iron minerals in cylindrical beds with conical base, using air as fluidization agent. From the comparison with the experimental values of minimum fluidization velocity with the estimated values by the different correlations of the literature, it is concluded that their applicability is limited to cylindrical beds with plane base and the fluid-solid system corresponding, except the Kumar-Sen Gupta correlation which shows 5% of deviation for $D_1/D_c=0,38$ and the Leva correlation which shows 30% of deviation for $D_1/D_c=0,50$. The experimental

results of fluidization on beds of conical base show that the increment of column diameter or diminution of D_1/D_c relation determines a higher fluidization velocity and diminution on the pressure drop. The generalized equation proposed in the present research work for columns of plane or conical base is:

$$R_1 = \frac{\text{Remf. conical}}{\text{Remf. plane}} = 0,39942 \left(\frac{D_c}{D_1} \right)^{3,000} + 0,60058$$

where Remf. conical means the Reynolds Number for the conical base beds and Remf. plane means the Reynolds Number for the plane base beds under the same conditions of the gas-solid system.

INTRODUCCION

La tecnología de fluido-particulado es continuamente aplicada en un amplio rango a diferentes procesos involucrando conversiones físicas y/o químicas. Los nuevos procesos de conversión de energía de combustibles fósiles descansarán en alto grado sobre las técnicas de fluidización [1,2,3]. Entre las diferentes áreas de aplicación pueden mencionarse gasificación del carbón, extracción de metales, como filtro para la remoción de particulado de corrientes gaseosas, como lechos fluidizados solares con calentamiento por radiación solar concentrada a través de columnas transparentes [4.5.6].

La no existencia de criterios uniformes de diseño para lechos fluidizados puede ser atribuida a los complejos fenómenos de transporte de momentum de los sólidos y fluidos, a los procesos de transferencia de calor y/o masa, y a los factores de geometría asociados con las unidades de fluidización. Aunque el diseño del distribuidor es la clave para la operación exitosa de un lecho fluidizado, ha sido considerado como un atributo mecánico más que un propósito científico. Resultados de muchas investigaciones indican que el contacto gas-sólido es más eficiente en la vecindad del distribuidor que en los niveles mayores del lecho, y en consecuencia el diseño del distribuidor afecta grandemente el comportamiento físico y químico del lecho.

Cooke et al. [7] demuestran que la mayor conversión en la carbonización de carbones entre el 50% al 90%, ocurre en la primera mitad de la altura del lecho, atribuible al diseño del distribuidor y velocidad del gas. Igualmente, Botton [8] demuestra en ensayos cinéticos de primer orden sobre varios catalizadores, que en la vecindad del distribuidor la conversión varía entre el 30% al 50%. El diseño del distribuidor tiene efecto significativo en el perfil de temperatura en el lecho, en particular para reacciones altamente exotérmicas o endotérmicas. Cole y Essenhigh [9] observaron en un lecho fluidizado de combustión que la temperatura del gas aumentó de 150°F a 1900°F en la primera pulgada desde el fondo del distribuidor.

Procedimientos aproximados para el diseño de distribuidores de platos perforados han sido propuestos por Kolodzie-Van Winkle [10], Richardson [11], Kunii-Levenspiel [12], Keds [13] entre otros. Sin embargo, las características de flujo del gas y del sólido en términos de diseño y variables del proceso, no han sido correctamente establecidas en la región del distribuidor. Leung [14] presenta un método para estimar el tamaño y arreglos de las perforaciones del distribuidor para mantener el tamaño de la burbuja por debajo de un tamaño específico. Recientemente, Levenspiel [15] estudió las características de un distribuidor en especial sobre la calidad de fluidización-régimen de flujo y coeficientes de transferencia; la comparación con el distribuidor plano no señala ventajas en la utilización de uno u otro.

La incorporación del efecto de la distribución cónica en lecho fluidizado sobre el régimen de flujo no ha sido considerada como una variable en el diseño de unidades de fluidización. Los ensayos experimentales se limitan a la facilidad de flujo de los sólidos o aglomeración en la base del distribuidor, así por ejemplo Palmer [16] analizó el quemado de grafito en lecho fluidizado de base cónica con ángulos de 50° y 140°, concluye que la aglomeración de las partículas se evita sobre la base del distribuidor de base plana y con menor gradiente de temperatura para la base cónica con ángulo de 140°.

El objetivo del presente trabajo de investigación es el diseño, construcción de un distribuidor de flujo (tipo sombrero) y el estudio de las características de fluidización del mineral de Hierro en lechos cilíndricos de base cónica utilizando aire como agente fluidizante, así como la comparación con las correlaciones existentes en la literatura para lechos cilíndricos de base plana.

METODOLOGIA EXPERIMENTAL

En el presente trabajo se utilizó mineral de hierro procedente de la región de Matanzas del Estado Bolívar-Venezuela, con una distribución de tamaño de partícula entre 0,1125 cm y 0,01995 cm. La densidad del mineral de hierro para los diferentes tamaños fue determinada por el método del picnómetro, previamente dehumificando las muestras de mineral en un horno a temperatura constante de 105±5°C, y dada por

$$P_s = \frac{W_s}{W_s + W_{pt} - W_{pwl}} \quad (1)$$

donde w_{pt} se consideró a las condiciones de pruebas de 35°C. La porosidad del lecho fijo se determinó por el método de desplazamiento miscible usando como patrones de empuje soluciones acuosas de 2, 4, 6, 8 y 10% de cloruro de calcio, la porosidad está dada por

$$\epsilon_{mf} = \frac{V_0}{V_\infty} S_{11} \int_0^{V_0} c_j dV = \int_{V_0}^{V_\infty} (C_0 - C_1) dV \quad (2)$$

el equipo utilizado se muestra en la Fig. No. 1, mientras en la Fig. No. 2 se ilustra la historia de saturación del lecho fijo de mineral de hierro de determinado diámetro de partículas y la Fig. No. 3 presenta la calibración entre los patrones de empuje y los índices de refracción correspondientes; la ecuación 2 se adapta a un programa en computación para la interpretación de la historia de saturación. El factor de forma fue determinado por la definición,

$$\phi_s = \frac{D}{1,23 \sqrt[3]{V_p}} \quad (3)$$

donde el Diámetro equivalente se determinó por la Ley de Stokes en una columna conteniendo la mezcla glicerina-agua de densidad = 1,1928 g/cm³ y viscosidad = 0,1408 gr/cm.seg, dado por

$$D_s = \left(\frac{18V_t \mu}{g(\rho_s - \rho)} \right)^{0,50} \quad (4)$$

Así, en la Tabla No. 1 se muestran los valores promedios de densidad, porosidad del lecho suelto, velocidad terminal, volumen de partícula, diámetro equivalente y factor de forma para el mineral de hierro con granulometría entre -14+20, -20+30, -30+50, -50+60 y -60+100

Para el relleno del distribuidor se utilizó como material grueso partículas de piedras con granulometría entre -3/4+1/2-1/2+3/8 y -3/8+1/4, las evaluaciones de densidad, porosidad del lecho fijo, velocidad terminal, volumen de partícula, diámetro equivalente y factor de forma se realizaron de manera similar a las partículas de mineral de hierro, y los resultados se presentan en la Tabla No. 2.

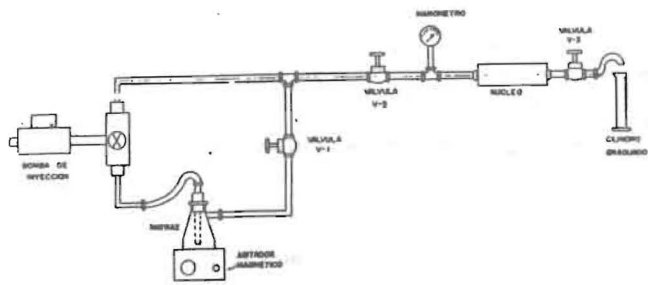


Fig 1: EQUIPO UTILIZADO EN LA DETERMINACION DE LA POROSIDAD DEL LECHO SUELTO

Fig 2 Comportamiento de la historia de saturación por desplazamiento miscible.

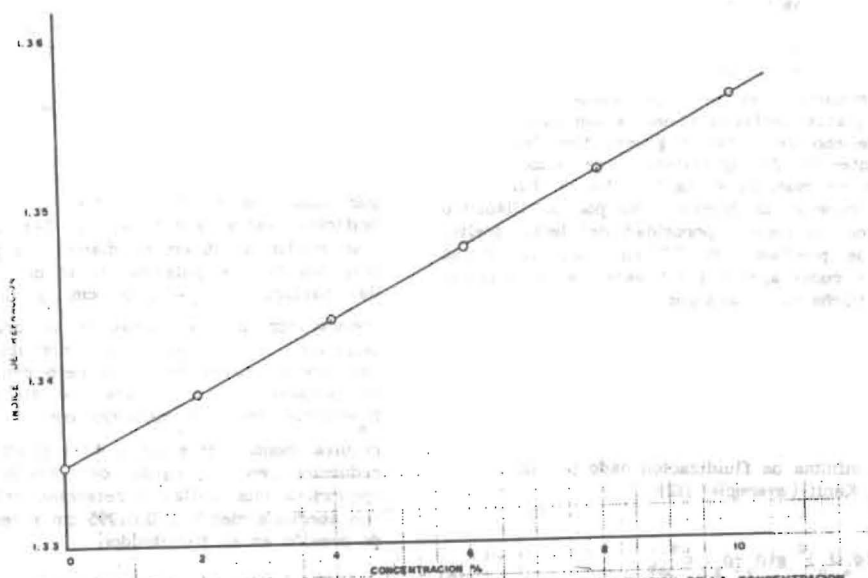
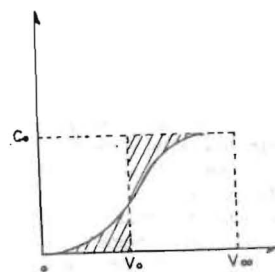


Fig. 3: AJUSTE DE LA CURVA DE CALIBRACION DE INDICE DE REFRACCION EN FUNCION DE LA CONCENTRACION.

Tabla No. 1 Propiedades de partículas de Mineral de Hierro

\bar{D}_p	0,1125	0,0717	0,0446	0,02735	0,01995
ρ_s	4,93	4,28	4,50	3,81	4,70
e_{mf}	0,34	0,35	0,39	0,404	0,44
U_t	6,788	4,343	2,756	1,087	2,412
V_p	$6,28 \times 10^{-4}$	$2,40 \times 10^{-4}$	$6,31 \times 10^{-5}$	$1,75 \times 10^{-5}$	$6,19 \times 10^{-7}$
D_a	$6,84 \times 10^{-2}$	$6,026 \times 10^{-2}$	$4,638 \times 10^{-2}$	$3,10 \times 10^{-2}$	$1,037 \times 10^{-2}$
ϕ_s	0,649	0,786	0,947	0,968	0,989

Tabla No.2 Propiedades de partículas de material grueso

\bar{D}_p	1,609	1,13770	0,8052
ρ_s	2,550	2,613	2,660
e_{mf}	0,290	0,260	0,199
V_t	19,32	16,3196	15,883
V_p	0,8034	0,3094	0,157
D_a	0,1917	0,1722	0,1672
ϕ_s	0,194	0,207	0,252

Para los ensayos de fluidización se diseñaron dos unidades pilotos formadas por una sección cónica y una sección cilíndrica. La unidad pequeña tiene una sección cónica con una altura de 8,55 cm, el diámetro de la base es de 6,07 cm y un ángulo de 60°, la sección cilíndrica tiene una altura de 16 y un diámetro de 16 cm, tal como se muestra en la Fig. No. 4. La unidad grande tiene una sección cónica con una altura de 13,85 cm, el diámetro de la base es de 16 cm y un ángulo de 60°, la sección cilíndrica tiene una altura de 140 cm y un diámetro de 32 cm, tal como se muestra en la Fig. No. 5. En la base de la sección cónica se colocó una malla de acero inoxidable con una abertura de 0,295 mm y tiene como función distribuir uniformemente el flujo de aire a la entrada del lecho. En la parte interna del plato distribuidor se colocaron piedras con las características mostradas en la Tabla No. 2, para mejorar la alimentación del aire al lecho. En la parte superior de la sección cilíndrica se colocó una tapa en forma cónica con una malla de abertura menor que el menor de los diámetros de partículas, para evitar que el aire arrastre partículas hacia el exterior.

El diseño del distribuidor obedeció a los criterios de Agarwal et al. [17] y teoría del orificio [18,19]. El distribuidor seleccionado es del tipo sombrero, el cual consta de dos platos perforados uno a continuación del otro, con un relleno de material grueso tipo lecho fijo en la parte interior del distribuidor de 4,25 cm de altura, tal como se muestra en la Fig. No. 5. Para cada particulado del mineral de hierro dado por su Diámetro promedio, factor de forma, porosidad del lecho suelto, y con altura de prediseño de 30 cm para la unidad grande, con aire como agente fluidizante, la formulación programada de diseño es como sigue:

i) Caída de presión a través del lecho a las condiciones mínimas de fluidización

$$\Delta P_L = L_{mf} (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_s - \rho_g) (g/g_c) \quad (5)$$

ii) La velocidad mínima de fluidización dado por la Ecuación de Kunii-Levenspiel [12]:

$$U_{mf} = \frac{(\phi_s D_p)^2 g (\rho_s - \rho_g) \epsilon_{mf}^3}{150 \mu_s (1 - \epsilon_{mf})} \quad (6)$$

$$\text{válida para } R_o = \frac{D_p U_{mf} \rho_g}{\mu_{go} P_o} P < 20 \quad (7)$$

iii) La velocidad a través de los orificios dada por:

$$U_{or} = C_D \sqrt{\frac{2g_c \Delta P_D}{\rho_g}} \quad (9)$$

donde $\Delta P_D = 0,10 \Delta P_L$

C_D dada por la Fig. No. 6 con $R_o = 4U_{mf} D_p \rho_s / \mu_g$ (10)

iv) El número de orificio por unidad de área, tomando como diámetro de orificio $d_{or} = 0,32$ cm,

$$N_{or} = \frac{U_o / U_{or}}{\pi d_{or}^2 / 4} \quad (11)$$

ó el número de orificios total dado por

$$N = N_{or} \pi D_1^2 / 4 \quad (12)$$

donde D_1 es el diámetro del distribuidor.

v) Caída de presión a través del lecho de material grueso de 4,25 cm de altura, con propiedades dadas en la Tabla No. 2 y según la Ecuación de Ergun [20]:

$$g_c \frac{\Delta P_R}{L} = 150 \mu_g \frac{U_o (1 - \epsilon_{mf})^2}{\epsilon_{mf}^3 (\phi_s D_p)} + 1.7 \frac{(1 - \epsilon_{mf}) \rho_g U_o^2}{\epsilon_{mf}^3 \phi_s D_p} \quad (13)$$

la selección del diámetro de partícula del material grueso está dado por el criterio de Agarwal et al. [17]; la caída de presión a través del relleno ΔP_R debe ser aproximadamente igual a la caída de presión a través del distribuidor ΔP_D esto es $\Delta P_R \approx \Delta P_D$.

En la Tabla No. 3 se presentan los resultados del diseño del distribuidor para los diferentes diámetros de partículas de mineral de hierro, el número mínimo de orificios varía entre 47 y 243 sobre el área del distribuidor de 16 cm de diámetro y para un diámetro de orificios de 1/8 pulgadas (0,32 cm). Para los diámetros de partículas $D_p = 0,1125$ cm y $D_p = 0,0715$ cm se encontraron mayores áreas de perforación con 243 y 144 orificios, significando buena distribución para el flujo del aire a través del lecho pero con las mayores caídas de presión, mientras para los diámetros de partículas $D_p = 0,0274$ cm y $D_p = 0,01995$ cm el número de orificios resulta menor entre 53 y 47 respectivamente, con ligera reducción en la caída de presión, sin embargo se requeriría una malla de retención del material de hierro con abertura menor a 0,01995 cm y resultaría mayor caída de presión en el distribuidor.

El criterio de selección ofrece distribución uniforme del gas en el lecho y caída de presión comparativa en el distribuidor y en el lecho de material grueso, así para el diámetro de partícula de 0,0446 cm se conjugan condiciones apropiadas para una fluidización uniforme, resultando un total de 137 orificios con un arreglo triangular indicado en la Fig. No. 7 y en la Fig. No. 8 se muestra la superficie perforada del distribuidor.

En la Tabla No. 4 se presenta los valores de caída de presión a través del relleno de material grueso a las condiciones de fluidización para un diámetro de partícula de mineral de hierro de $D_p = 0,0446$ cm y velocidad del gas fluidizante $U_o = 112,471$ cm/seg. Para el criterio de $\Delta P_D = \Delta P_R$, la caída de presión en el distribuidor de 8.068,53 dina/cm² se corresponde con el diámetro de material grueso en el relleno de $D_p = 1,14$ cm con $\Delta P_R = 7.647,39$ dina/cm², tal como se muestra en la Tabla No. 4.

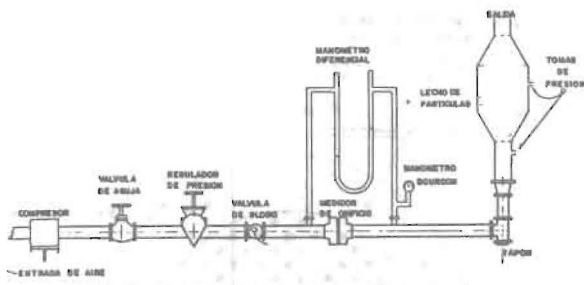


Fig. 4: ESQUEMA DEL EQUIPO UTILIZADO PARA LECHO PEQUEÑO.

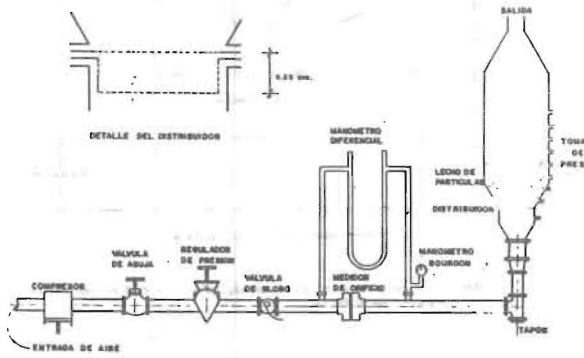


Fig. 5: ESQUEMA DEL EQUIPO UTILIZADO PARA LECHO GRANDE.

Tabla No. 3 PARAMETROS QUE RIGEN EN EL DISEÑO DEL DISTRIBUIDOR

\bar{D}_p	0,1125	0,0715	0,0446	0,0274	0,01995
ϕ_s	0,649	0,786	0,947	0,968	0,989
C_{mf}	0,340	0,350	0,390	0,404	0,441
L_{mf}	30.	30.	30.	30.	30.
$\rho_s - \rho_c$	307,79	367,20	280,94	237,95	293,42
ΔP_L	199,94	170,94	168,63	139,53	161,44
ΔP_D	19,99	17,09	16,86	13,95	16,14
U_{mf}	1,943	1,054	0,923	0,349	0,332
R_{ep}	43,21	14,90	6,14	1,89	1,31
R_{st}	69,046	26,625	23,355	8,875	8,408
C_s	0,6	0,6	0,6	0,6	0,6
U_G	7,77	4,22	3,69	1,40	1,33
U_{or}	79,42	73,43	72,93	66,34	71,36
U_a / U_{or}	0,0968	0,0574	0,0506	0,0211	0,0186
N_{mf}	1120,45	664,58	593,65	243,76	215,34
$N^o \text{ orif.}$	243	144	189	53	47

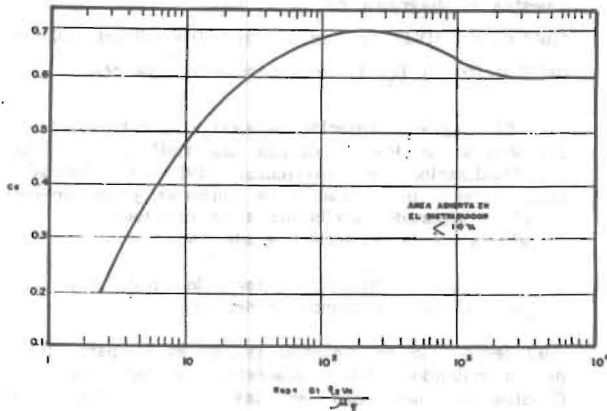


Fig. 6: COEFICIENTE DE ARRASTRE CONTRA NUMERO DE REYNOLDS BASADO SOBRE EL DIAMETRO.

Tabla No. 4 CAIDA DE PRESION A TRAVES DEL RELLENO DEL DISTRIBUIDOR

\bar{D}_p , cm	ϕ_s	C_m	μ_s Gr/cm seg	ρ_s Gr/cm ³	V_e cm/seg	Δp dinas/cm ²
1,6093	0,194	0,29	$1,82 \times 10^{-4}$	$11,77 \times 10^{-3}$	112,471	3.005,36
1,1369	0,207	0,26	$1,82 \times 10^{-4}$	$11,77 \times 10^{-3}$	112,471	7.647,39
0,8047	0,252	0,199	$1,82 \times 10^{-4}$	$11,77 \times 10^{-3}$	112,471	26.172,47

Fig. 7: Distribución Triangular de los Orificios por Cuadrantes del distribuidor.

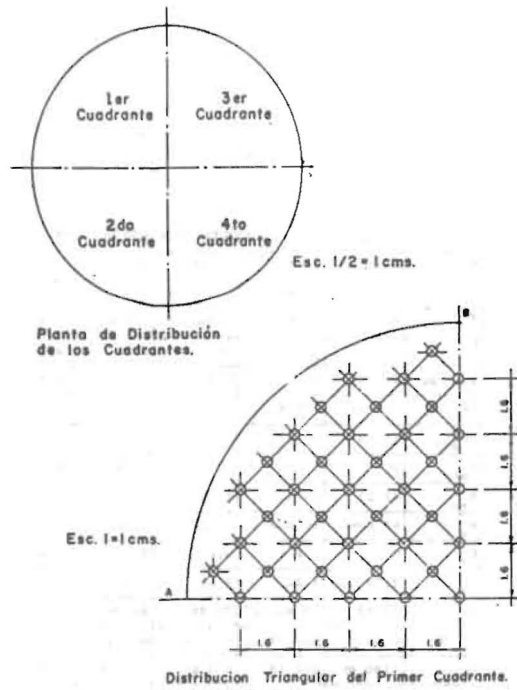
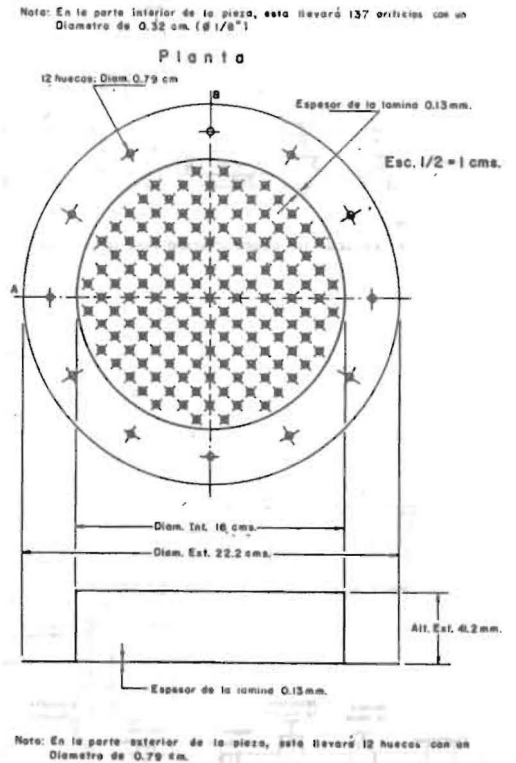


Fig 8: Distribución de los orificios en el distribuidor de 16 cm. de diámetro interno.



RESULTADOS DE FLUIDIZACION

Los ensayos de fluidización se realizaron con mineral de hierro con diámetro promedio de partícula de 0,0446 cm, factor de forma 0,947, porosidad del lecho suelto 0,390, con alturas iniciales de 3,81 cm, 7,62 y 11,43 cm para la unidad pequeña y 5,00 cm, 10,00 cm, 15,00 cm y 20,00 para la unidad grande de fluidización. Como agente fluidizante se utilizó aire con presiones de descarga entre 80 psia y 110 psia, las determinaciones de caudal se lograron por calibración de un medidor orificio dado por $Q_0 = 0,0385 \sqrt{\Delta P} - 0,0142$; los valores de caída de presión del distribuidor se relacionaron en función de la caída de presión a través del medidor de orificio por $\Delta P_D = 0,132 \Delta H + 1,932$, la caída de presión del lecho se obtuvo por diferencia de la caída de presión total y la caída de presión del distribuidor.

La Fig. No. 9 se presenta el diagrama de fluidización para la unidad pequeña (diámetro de la columna $D_c = 16$ cm, diámetro del distribuidor $D_d = 6.07$ cm y ángulo del cono 60°): la caída de presión del lecho ΔP_L en función de la velocidad superficial del aire (u_0)

a la entrada de la sección cilíndrica del distribuidor, para diferentes alturas del lecho suelto. La Fig. No. 10 muestra el diagrama $\Delta P_L - u_0$ para la unidad grande de fluidización (Diámetro de columna $D_c = 32$ cm, Diámetro del distribuidor $D_d = 16$ cm y ángulo del cono 60°).

El diagrama anterior demuestra que la fluidización del Mineral de Hierro alcanza una tipificación uniforme de fluidización de partículas [19] sin efectos de acanalamiento ni formación de burbujas y sin presencia de flujo separado, atribuible a la distribución uniforme del aire a través del lecho lograda por:

i) el plato distribuidor formado por dos platos perforados, uno a continuación del otro;

ii) El lecho fijo de material grueso en la parte interna del distribuidor. Las características del proceso de fluidización mostradas en las Figuras 9-10 pueden resumirse así:

1.- A tasas de flujo relativamente bajas tanto para las

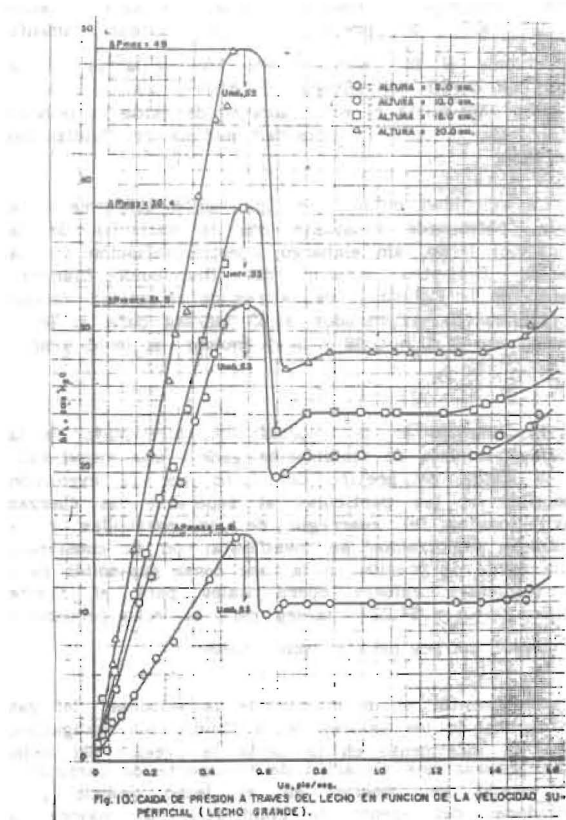
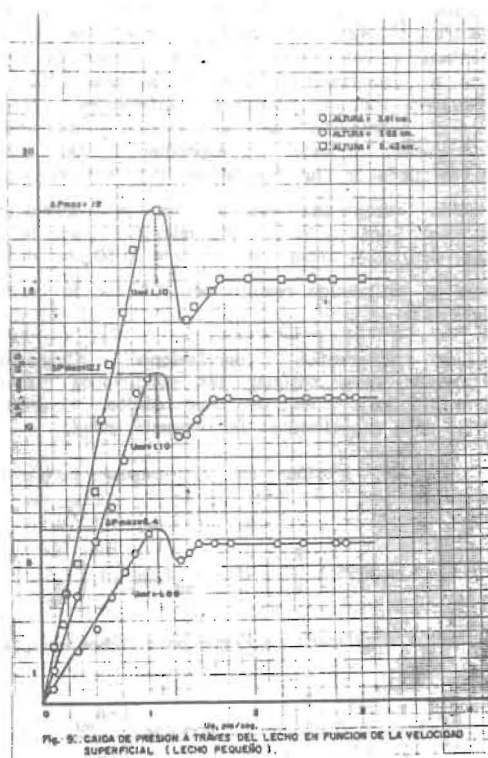
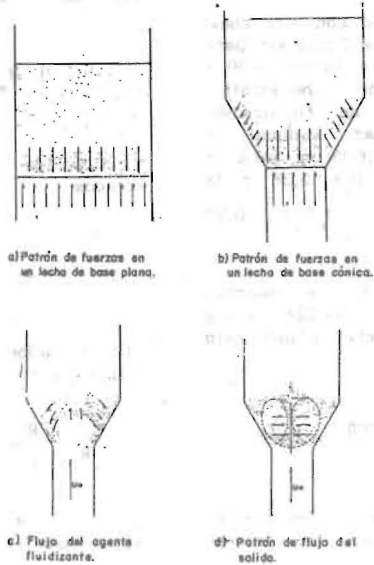


Fig. 11: Patrones de flujo y fuerzas en lechos de base plana y cónica



unidades pequeña y grande respectivamente, el incremento de la caída de presión ΔP_L es aproximadamente proporcional a la velocidad del aire y a la altura inicial de carga del mineral de hierro, con estabilidad de lecho fijo hasta el valor máximo de caída de presión en el lecho y para la velocidad mínima de fluidización observada;

2.- La velocidad mínima de fluidización conforme a la teoría, permanece constante con la variación de la altura del lecho, sin embargo muestra variación con la relación Diámetro Interno del Distribuidor/Diámetro Interno de la Columna; los valores de velocidad mínima de fluidización encontrados 33,53 cm/seg para el lecho pequeño con $D_i/D_c = 0,38$ y 16,15 cm/seg el lecho grande con $D_i/D_c = 0,50$;

3.- El aumento en la velocidad del aire mayor a la velocidad mínima de fluidización genera una disminución en la caída de presión del lecho por la expansión repentina de las partículas al superarse las fuerzas gravitacionales, el rearrreglo de las partículas y la verdadera fluidización se manifiesta con la constancia de la caída de presión en la fase densa gas-sólido para los siguientes valores operacionales para el agente fluidizante: $u_0 = 54,224$ cm/seg para el lecho pequeño y $u_0 = 25,908$ cm/seg para el lecho grande.

4.- Obviamente, el incremento de la velocidad del gas por encima de los valores de la fluidización agregativa, causa un incremento en la caída de presión del lecho hasta generar una situación de transporte de partículas, tal estado se observó en el lecho grande para velocidades del agente de fluidización u_0 mayores a 41,605 cm/s.

CONCLUSIONES

La fluidización de mineral de hierro con aire como agente fluidizante en lechos de base cónica, para partículas con diámetro promedio entre los tamices -30 + 50, factor de forma 0,947 y porosidad del lecho estático de 0,39, mostró un comportamiento de fluidización agregativa. Los valores de velocidad mínima de fluidización resultaron 35,53 cm/seg y 16,15 sg para la unidad pequeña de fluidización con $D_i/D_c = 0,38$ y la unidad grande de fluidización con $D_i/D_c = 0,50$ correspondiente.

La fluidización verdadera del lecho se encontró para los valores operacionales del aire de 54,224 cm/seg (lecho pequeño) y 25,908 cm/seg (lecho grande), esto determina la siguiente relación

$$\frac{\text{Velocidad del Estado de Fluidización}}{\text{Velocidad Mínima de Fluidización}} = 1,605$$

De la comparación de los valores experimentales de velocidad mínima de fluidización con los valores

estimados por las diferentes correlaciones de la literatura [21-42], se concluye que las ecuaciones existentes no son aplicables para estimar la velocidad mínima de fluidización en lechos de base cónica, cada correlación ofrece valores diferentes reflejando particular aceptación para el sistema fluido-sólido de la derivación ya juste correspondiente. Así, para la unidad pequeña de fluidización con $D_i/D_c = 0,38$ la mínima desviación encontrada resultó con la correlación de Kumar-Sen Gupta [33] de 5%, mientras para la unidad grande de fluidización con $D_i/D_c = 0,50$ la desviación mínima de estimación resultó del 30% con la correlación de Leva [27].

Las diferentes correlaciones ajustadas e incorporadas para estimar las condiciones mínima de fluidización en lechos de base cónica, recomendables sobre la data experimental del presente trabajo:

i) Caída de presión en el estado incipiente de fluidización

$$-\frac{\Delta P}{L} = 4,3095 \left(\frac{g}{g_c} \right) (1 - \epsilon_{mf}) (\rho_s - \rho) \left(\frac{D_i}{D_c} \right)^{2,06}$$

ii) Ecuación Modificada de Ergún para lechos cónicos

$$\left(-\frac{\Delta P}{L} \right) \frac{g_c \rho D_p^3 \epsilon_{mf}^3}{\mu^2 R_{mf}^2 (1 - \epsilon_{mf})} = 503,626 \frac{1 - \epsilon_{mf}}{R_{mf}} - 26,509$$

iii) Ecuación Modificada de Kuman-Sen Gupta [33] para lechos cónicos

$$R_{mf} = 4,316 \cdot 10^{-4} Ar^{0,78} \left(\frac{D_c}{D_i} \right)^{2,66}$$

iv) Ecuación Modificada de Leva [27] para lechos cónicos

$$R_{mf} = 9,371 \cdot 10^{-5} Ar^{0,94} \left(\frac{D_c}{D_i} \right)^{2,66}$$

v) Ecuación Modificada de Kunii-Levenspiel para lechos cónicos

$$U_{mf} = \frac{\phi^2 D_p^2 (\rho_s - \rho) g \epsilon_{mf}^3}{1,623,602 \mu (1 - \epsilon_{mf})} \left(\frac{D_c}{D_i} \right)^{2,66}$$

vi) Ecuación generalizada para columnas de base cilíndrica ó cónica

$$R_1 = \frac{R_{mf, cónica}}{R_{mf, plana}} = 0,39942 \left(\frac{D_c}{D_i} \right)^{3,00} + 0,60058$$

generada sobre la base de la Ecuación de Johnson [21] válida para unidades de fluidización de base cilíndrica.

NOMENCLATURA

A_r	Número de Arquímedes = $D_p^3 \rho (\rho_s - \rho) g / \mu^2$
C_D	Coefficiente de Arrastre según Fig. No. 6
D_c	Diámetro de columna, cm
D_i	Diámetro Interno del Distribuidor, cm
D_p	Diámetro promedio de partícula, cm
d_o	Diámetro de orificio, cm
D_e	Diámetro equivalente según Ecuación 4, cm
g	Aceleración de la gravedad, 980,06 cm/s ²
L	Altura del lecho estático, cm
L_{mf}	Altura mínima de fluidización, cm
N_{or}	Número de orificios por unidad de área del distribuidor
ΔP_L	Caída de presión a través del lecho, cm de H ₂ O
ΔP_D	Caída de presión a través del distribuidor, cm de H ₂ O
ΔP_T	Caída de presión total, cm de H ₂ O
U_o	Velocidad a la entrada del distribuidor, cm/s
U_{mf}	Velocidad mínima de fluidización, cm/s
U_{or}	Velocidad a través de los orificios, cm/s
U_f	Velocidad del lecho fluidizado, cm/s

SÍMBOLOS GRIEGOS

ϵ_{mf}	Porosidad del lecho estático
ρ, ρ_s	Densidad del Agente Fluidizante, g/cm ³
μ, μ_s	Viscosidad del Agente Fluidizante, g/cm.s
ϕ_s	Factor de forma según Ecuación No. 3
ρ_s	Densidad del Sólido, g/cm ³

LITERATURA CITADA

- [1] FUJITA ET AL: "Coal combustion: Science and technology of industrial and utility applications", J.Feng (Editor), Published by Hemisphere Publishing Corporation, New York, 1988, pp 533-542.
- [2] WACHTER, J.: Environ, Sci, Technol., 22, 786(1988).
- [3] WITTLER, W.; ROTZOLL, G. AND SCHUEGERL, K.: Combust. Flame, 74, 171(1988).
- [4] WALAWENDER, W.P.; FAN, L.T.; NEOGI, D. AND CHANG, W.P.: AICHE Journal 32, 17(1986).
- [5] SWEENCY, T.L.; FAN, L.S. AND PETERS, M.H.: AICHE Journal 28, 39(1982).
- [6] FLAMANT, G., AICHE Journal 28, 529 (1982).
- [7] COOKE ET AL.: Chem. Eng. Conf. Symp. on Fluidization I, p.14, Montreal (1968).
- [8] BOOTON, R.J.: Chem. Eng. Prog. Symp. Ser. No. 101, 66, 8 (1968).
- [9] COLE, W.E. AND ESSENHIGH, R.H.: Proc. Third Intern. Conf. on Fluidized-Bed Combustion, p. II-5-1, Ohio (1973).
- [10] KOLODZIE, P.A. Jr. AND VAN WINKLE, M.: AICHE Journal 3, 305 (1957).
- [11] RICHARDSON, D.R.: Chem. Eng., 83 (May, 1961).
- [12] KUNII, D. AND LEVENSPIEL, O.: Fluidization Engineering, Wiley, NY (1969).
- [13] IKEDA, Y.: Chem. Eng. Tokyo, 34, 1013 (1970).
- [14] LEUNG, L.S.: Powder Technology, 6, 189 (1972).
- [15] LEVENSPIEL, O. AND OUYANG, F.: Ind. Eng. Chem. Process Des. Development, 25, 504 (1986).
- [16] PALMER, W.B.: AICHE Symposium Series Vol. 176, Fluidization Application to Coal Conversion processes, 170 (1978).
- [17] AGARWAL, J.C. AND DAVIS Jr. W.L.: Chem. Eng. Prog., 58, 85 (November 1962).
- [18] DAVINSON, J.F. AND HARRISON, D.: "Fluidization", Academic Press Inc., London (1971).
- [19] GROHSE, E.W.: AICHE J., 1, 361 (1955).
- [20] ERGUN, S.: Chem. Eng. Prog., 48, 89 (1952).
- [21] JOHNSON, E.: "Institute of Gas Engineers Report", Publication No. 318/179, London (1949-1950).
- [22] BAERG ET AL: Can. J. Res. F28, 287 (1950).
- [23] MILLER, C. AND LOGWINUK, A.: Ind. Eng. Chem. 43, 1220 (1951).
- [24] VAN HEERDEN ET AL: Chem. Eng. Sci., 1, 38 (1951).
- [25] GOROSHKO ET AL: Izvestiya Vuzov, Neft, i. Gaz, 1, 125 (1958).
- [26] LEVA, M.: "Fluidization", McGraw-Hill, New York (1959).
- [27] LEVA, M.: Chem. Eng., 41, 1104 (November 1957).
- [28] NARASIMHAN, G.: AICHE J., 11, 550 (1950).
- [29] FRANTZ, J.: Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., 62, 21 (1966).
- [30] WEN, C.Y. AND YU, Y.H., Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., 62, 100 (1966).

[31] DAVIES, L. AND RICHARDSON, J.W.: Trans. Inst. Chem. Eng., 44, 293 (1966).

[32] PILLAI, B.C. AND RAJA RAO M., Indian J. Technol., 9, 77 (March 1971).

[33] KUMER, A. AND SEN GUPTA, P.: Indian J. Technol., 12, 225 (1974).

[34] BROADHURST, T.E. AND BECKER, H.A.: AICHE J., 21, 238 (1975).

[35] TALWALKER ET AL.: AICHE Symposium Series, 176, 176 (1978).

[36] WILHELM, R.H. AND KNAUK, m.: Chem. Eng. Prog., 44, 201 (1958).

[37] WEN, C.Y. AND YU, Y.H.: AICHE J., 12, 610 (1966).

[38] PUIGJANER ET AL.: Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Develop., 25, 426 (1986).

[39] BOURGEOIS, P. AND GRENIER, P.: Can. J. Chem. Eng., 46, 325 (1968).

[40] RICHARDSON, J. AND JERONIMO, D.S.: Chem. Eng. Sci., 34, 1419 (1979).

[41] SAXENA, S. AND VOGEL, G.: Trans. Inst. Chem. Eng., 55, 184 (1977).

[42] THONGLIMP, V.: These Doctor-Ingénieur. Institute of Toulouse, France, 1981.

Recibido el 11 de Enero de 1989
En forma revisada el 15 de Diciembre de 1989

[31] RICHARDSON, J. AND JERONIMO, D.S.: Chem. Eng. Sci., 34, 1419 (1979).

[32] KUMER, A. AND SEN GUPTA, P.: Indian J. Technol., 12, 225 (1974).

[33] BROADHURST, T.E. AND BECKER, H.A.: AICHE J., 21, 238 (1975).

[34] TALWALKER ET AL.: AICHE Symposium Series, 176, 176 (1978).

[35] WILHELM, R.H. AND KNAUK, m.: Chem. Eng. Prog., 44, 201 (1958).

[36] WILHELM, R.H. AND KNAUK, m.: Chem. Eng. Prog., 44, 201 (1958).

[37] WEN, C.Y. AND YU, Y.H.: AICHE J., 12, 610 (1966).

[38] PUIGJANER ET AL.: Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Develop., 25, 426 (1986).

[39] BOURGEOIS, P. AND GRENIER, P.: Can. J. Chem. Eng., 46, 325 (1968).

[40] RICHARDSON, J. AND JERONIMO, D.S.: Chem. Eng. Sci., 34, 1419 (1979).

[41] SAXENA, S. AND VOGEL, G.: Trans. Inst. Chem. Eng., 55, 184 (1977).

[42] THONGLIMP, V.: These Doctor-Ingénieur. Institute of Toulouse, France, 1981.

[31] RICHARDSON, J. AND JERONIMO, D.S.: Chem. Eng. Sci., 34, 1419 (1979).

[32] KUMER, A. AND SEN GUPTA, P.: Indian J. Technol., 12, 225 (1974).

[33] BROADHURST, T.E. AND BECKER, H.A.: AICHE J., 21, 238 (1975).

[34] TALWALKER ET AL.: AICHE Symposium Series, 176, 176 (1978).

[35] WILHELM, R.H. AND KNAUK, m.: Chem. Eng. Prog., 44, 201 (1958).

[36] WILHELM, R.H. AND KNAUK, m.: Chem. Eng. Prog., 44, 201 (1958).

[37] WEN, C.Y. AND YU, Y.H.: AICHE J., 12, 610 (1966).

[38] PUIGJANER ET AL.: Ind. Eng. Chem. Proc. Des. Develop., 25, 426 (1986).

[39] BOURGEOIS, P. AND GRENIER, P.: Can. J. Chem. Eng., 46, 325 (1968).

[40] RICHARDSON, J. AND JERONIMO, D.S.: Chem. Eng. Sci., 34, 1419 (1979).

[41] SAXENA, S. AND VOGEL, G.: Trans. Inst. Chem. Eng., 55, 184 (1977).

[42] THONGLIMP, V.: These Doctor-Ingénieur. Institute of Toulouse, France, 1981.