

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO
FACULTAD DE QUIMICA



REACTORES EN LECHO FLUIDIZADO

252

M O N O G R A F I A
QUE PARA OBTENER EL TITULO DE
INGENIERO QUIMICO
P R E S E N T A

ENEDINO OLMOS ALARCON



Universidad Nacional
Autónoma de México

Dirección General de Bibliotecas de la UNAM

Biblioteca Central



UNAM – Dirección General de Bibliotecas
Tesis Digitales
Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS ©
PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis esta protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

CLASS 1974
AGE M 17-24
FECHA 24/5
PROC TESIS 238



QUIM-0

A MIS PADRES

JOSE LUZ

Y

NARCISA

A MI ESPOSA

ISABEL

A MIS SUEGROS

ARNULFO

Y

ANTONIA

A MIS HERMANOS

GLORIA (Q.E.P.D)

LAURA

ERASTO

ROSEDA

JORGE

JOSE LUZ

SANTIAGO

GULLERMINA

YOLANDA

Y VICTOR HUGO

A MIS AMIGOS

JURADO ASIGNADO

Presidente Prof: ENRIQUE GARCIA LOPEZ
Vocal Prof: MARTIN HERRANDEZ LUNA
Secretario Prof: JAIME NORIEGA BERNECHEA
1er. Suplente " : LEOPOLDO RODRIGUEZ SANCHEZ
2do. SUPLENTE " : ENRICO MARTINEZ SAENZ

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

FACULTAD DE QUIMICA. UNAM.

SUSTENTANTE:

ENEDINO OLMOS ALARCON

ASESOR DEL TEMA:

ING. JAIME NORIEGA BERNECHEA.

INDICE	7
NOMENCLATURA	10
INTRODUCCION	12

CAPITULO I.—BREVE ESTUDIO DE LA FLUIDIZACION Y SUS PROPIEDADES.

1.1 FLUIDIZACION	14
1.2 EVOLUCION HISTORICA	14
1.3 VENTAJAS E INCONVENIENTES DE LA TECNICA DE FLUIDIZACION	16
1.4 CONTINUIDAD DE LA OPERACION	17
1.5 TRANSFERENCIA DE CALOR	17
1.6 CATALISIS	18
1.7 REACCIONES DE GAS-SOLIDO	20
1.8 FLUIDIZACION HOMOGENEA	22
1.9 FORMULAS DERIVADAS DE LA FLUIDIZACION HOMOGENEA	25
1.10 FLUIDIZACION PARTICULATA Y FLUIDIZACION AGREGATIVA	27
1.10* EL CONCEPTO DE VISCOSIDAD DEL LECHO	32
1.11 FLUIDIZACION AGREGATIVA	40
1.12 RELACIONES DEDUCIDAS DE LA CURVA DE FLUIDIZACION AGREGATIVA.	47
1.13 FLUIDIZACION Y TRANSPORTE DE SOLIDOS	51
1.14 CONVERSION, CONTACTO Y TRANSFERENCIA DE MASA	56

CAPITULO II.—CORRELACIONES EN SISTEMAS FLUIDIZADOS.

2.1 INICIACION DE LA FLUIDIZACION	62
2.2 FLUIDIZACION MINIMA	64
2.3 EXPANSION DE LECHOS FLUIDO-SOLIDOS	69
2.4 EFICIENCIA DE LA FLUIDIZACION	71
2.5 EXPANSION DEL LECHO LIQUIDO-SOLIDO	74

CAPITULO III.- COMPORTAMIENTO DEL FLUJO EN SISTEMAS FLUIDIZADOS

3.1	CONDICIONES PARA FLUIDIZACION	78
3.2	DESVIACIONES DEL SISTEMA IDEAL	82
3.3	COMO SE DISPERSAN LAS PARTICULAS	82
3.4	FLUIDIZACION IDEAL	84
3.5	CANALIZACION EN LOS LECHOS GRANULARES	84
3.6	AGITACION EN LECHOS GRANULARES	86
3.7	FORMACION DE LA FLUIDIZACION	87
3.8	VISCOSIDAD EN FASE DENSA	89
3.9	RAZON LIMITE PARA FLUJO LIBRE DE AGITACION	89

CAPITULO IV.- DISEÑO DEL REACTOR.

4.1	DISEÑO DEL REACTOR	92
4.2	TRANSFERENCIA DE CALOR	101

	CONCLUSION	105
--	------------	-----

	BIBLIOGRAFIA	107
--	--------------	-----

N O M E N C L A T U R A .

NOMENCLATURA

- A = área proyectada ó de sección de una esfera.
 C_D = Coeficiente de arrastre.
 d = diámetro de partícula más pequeño en una mezcla de dos tamaños.
 D = diámetro de la partícula más grande en una mezcla dos tamaños.
 D_p = diámetro de partícula.
 D_t = diámetro del tubo.
 F = fuerza de arrastre.
 g = constante de gravitación.
 g_c = factor de conversión.
 G = masa velocidad del fluido.
 h = coeficiente de transferencia de calor.
 k_f = Conductividad calorífica del fluido.
 L = Altura del lecho.
 L_0 = Altura del lecho estático.
 L_{SL} = Altura del lecho a la cual comienza la formación de émbolos.
 L = Altura del lecho fluidizado menos altura del lecho estático.
 m, n = pendientes.
 Nu = Número de Nusselt.
 N_{Re} = Número de Reynolds.
 Δp = Caída de presión total.
 ΔP = Caída de presión por unidad de longitud.
 ΔP_t = Caída de presión teórica.
 ΔP_c = Caída de presión cuando ocurre canalización.
 ΔP_s = Caída de presión cuando hay agitación.
 W = Peso del lecho fluidizado.

NOMENCLATURA (continuación).

- X_n = Fracción en peso de componentes sólidos.
- q = Lecho en reposo.
- m_f = Mínimo lecho fluidizado.
- f_i = lecho fluidizado, fase densa.
- f_a = Lecho fluidizado, fase diluída.
- ϵ_{mf} = Espacios libres mínimos de fluido en el lecho.
- ϵ = Espacios libres del lecho.
- ϵ_s = Espacios libres en la formación de émbolos.
- ϵ_{sb} = Espacios libres en el lecho estático completo.
- ρ_p = Densidad aparente de la partícula.
- ρ_f = Densidad del fluido.
- ρ_s = Densidad de sólidos.
- v_s = Velocidad superficial.
- Φ_s = Factor de esfericidad de partículas.
- w_f = Fracción en peso de finos
- η = eficiencia de fluidización.
- μ, μ_f = Viscosidad de fluido.

I N T R O D U C C I O N .

El estudio de "REACTORES EN LECHO FLUIDIZADO", es muy extenso, que continua desarrollandose a medidas que se aprovechan nuevas ideas que - tienden a simplificar las complicadas operaciones que intervienen. Como todos los procesos en la industria química, el reactor en lecho fluidizado ha sido diseñado para obtener un producto económicamente deseado. Fue en una planta industrial de cracking catalítico, donde se hicieron los estudios preliminares para el diseño de este tipo de reactor; posteriormente a las instalaciones de reactores en lecho fijo.

El sistema consiste principalmente de un reactor que puede llevar un regenerador de sólidos o simplemente extraer el catalizador gastado y agregar nuevo. Dicho reactor puede ser de cracking catalítico, un tostador de minerales o calcinador o un reactor hidrocol como el que se utiliza en la síntesis de Fischer-Tropsch: en estos tipos de reactores se - lleva a cabo el proceso de contacto sólido-fluido, en el que un lecho for mado por partículas sólidas finamente divididas se levanta y agita por - una corriente ascendente de un fluido que puede ser gas o líquido.

Como puede observarse en esta recopilación de datos, en el diseño - del reactor pueden proponerse muchas alternativas para el proceso. Ya - que, no siempre para obtener óptimos resultados se tiene que minimizar - el costo del reactor. Así, un diseño puede tener un bajo costo de reactor resultando costoso el tratamiento de los materiales. Por lo que tiene que considerarse la economía de todo el proceso.

C A P I T U L O I

BREVE ESTUDIO DE LA FLUIDIZACION Y SUS PROPIEDADES.

1.1 FLUIDIZACION.

Se entendié por fluidización el proceso de contacto sólido-fluido, en el cual un lecho formado por las partículas sólidas finamente divididas se levanta y agita por una corriente ascendente del fluido del proceso. En el extremo inferior del intervalo de velocidad, la elevación es ligera y el lecho se comporta como un líquido hirviendo, por lo que se le denomina: lecho en ebullición. En el otro extremo de dicho intervalo, las partículas están totalmente en suspensión en la corriente del gas, que las arrastra consigo: para designar esta acción se acostumbra usar las expresiones siguientes: suspensión, suspensoide y contacto con arrastre.

1.2 EVOLUCION HISTORICA.

La técnica de fluidización, tal como hoy se conoce, nació de los trabajos iniciales de la Standard Oil Development Co., The M. W. Kellogg Co. y la Standard Oil, de Indiana, encaminados a hallar un proceso de cracking catalítico mejor que el de lecho fijo que había sido introducido en la industria en 1937. El proceso de lecho fijo ya era mejor que los métodos primitivos de cracking térmico. Producía más rendimiento de gasolina de alto índice de octano y menos subproductos de aceite combustible pesado de valor bajo. La experimentación inicial para descubrir un proceso aún mejor, empezó siguiendo las líneas del método de lecho fijo. Se pasaban vapores de aceite por uno de los dos tubos, hasta que el catalizador se impregnaba con el carbono formado en la reacción y entonces los vapores de aceite alimentaban el lecho limpio adyacente, mientras se pasaba aire por el catalizador sucio para quemar el carbono y regenerar el catalizador. Pronto se apreció que era de desear alguna innovación para evitar la complejidad y el costo de estas operaciones intermitentes.

La colocación en serie de los dos lechos, el de reacción y el de regeneración, y el paso continuo del catalizador automáticamente del uno al otro, parecía ser un método claro para acercarse a la solución del problema. Los experimentos iniciales indicaron que este sistema podría ser causa de considerables pérdidas por atrición del catalizador, a menos que se pudieran adoptar métodos de transporte neumático en vez de mecánico. De este modo la investigación se dirigió al estudio del transporte neumático del catalizador.

Pronto se descubrió que para evitar seria erosión y atrición, se necesitaban velocidades gaseosas relativamente bajas. Esto llevó a la investigación de catalizadores en forma de polvos y finalmente a la observación de que se podían mantener lechos espesos de polvos con pequeñas pérdidas de transporte, incluso con velocidades superficiales de gas mucho mayores que la velocidad de sedimentación calculada de las partículas que forman el lecho. Se observó que a estas velocidades gaseosas las partículas se agitaban considerablemente al ascender las burbujas del gas por el lecho, en forma análoga a como hierve un líquido. Simultáneamente se observó que la caída de presión a través de un lecho, éste flotaba en realidad sostenido por la corriente gaseosa y así adquirieron propiedades similares a las de los líquidos. Estos sencillos experimentos dieron vida a los conceptos actuales de lecho fluidizado.

Antes de poder aplicarse industrialmente estas técnicas de proceso, hubo de dedicarse mucho tiempo al desarrollo de buenos sistemas de recuperación de sólidos, técnicas de ventilación adecuadas, aplicación de instrumentos, métodos para calcular adecuadamente el tamaño de la tubería, estudios de los problemas de erosión, de las correlaciones de conversión en el reactor, datos de transferencia de calor, velocidades de regeneración y otros problemas más. La primera planta industrial de cracking catalítico en lecho fluidizado empezó a funcionar en 1942 en los Estados Unidos de Norteamérica y a ésta siguieron otras 31 plantas durante los años de la guerra. Después se han construido muchas plantas más y el proceso ha sido considerablemente mejorado y simplificado en cuanto a construcción, disposiciones mecánicas y curso de las operaciones.

Inmediatamente después de los años de la guerra, la aplicación de la técnica de fluidización se extendió rápidamente a la tostación de minerales metalúrgicos, a la calcinación de la caliza, a la gasolina sintética, a la petroquímica e incluso al diseño de reactores nucleares.

Aunque el desarrollo industrial de la técnica de fluidización procede de las compañías más importantes que elaboran el petróleo, se pueden encontrar referencias de esta técnica, que se remontan nada menos que a 1878.

En todos los procesos que usan la técnica de sólidos fluidizados, es común manejar el producto sólido en uno o varios pasos y transferirlo de paso a paso por tuberías en la misma forma que un líquido. Para que el producto ascienda al nivel más alto, se transporta en suspensión en una corriente gaseosa. Para bajarlo a un nivel inferior o a una zona de presión más alta, el producto sedimentado se deja caer por una tubería hasta el punto deseado.

1.3 VENTAJAS E INCONVENIENTES DE LA TÉCNICA DE FLUIDIZACIÓN.

VENTAJAS. CONTROL DE LA TEMPERATURA.

La facultad del lecho sólido fluidizado de acercarse a las condiciones isotérmicas es la ventaja principal de este método sobre los demás seguidos para efectuar las reacciones. Este factor es vital en casi todas las aplicaciones y las demás ventajas tienen menos importancia.

El control de las variables es importante para obtener rendimientos máximos de los productos deseados. De las diversas variables, la temperatura es una de las más importantes, pues la velocidad de reacción varía exponencialmente con la temperatura, (se duplica con frecuencia por un aumento de 10°C cuando no hay términos difusionales). En el caso común en que pueden ocurrir varias reacciones en competencia, un cambio de temperatura de pocos grados puede desplazar el equilibrio entre las diversas velocidades desde una situación favorable a otra desfavorable.

El control de temperatura relativamente estrecho que posiblemente en un lecho fluidizado se debe a la combinación de los tres factores siguientes:

1).- Turbulencia en la masa fluidizada, que rompe y dispersa cualquier foco caliente o frío en el lecho antes de que puedan crecer a dimensiones significativas. De lo dicho no deberá inferirse que la temperatura de todas las partículas sólidas en un lecho de catalizador fluidizado es la misma. La actividad catalítica difiere de una partícula a otra y las que tienen mayor actividad aceleran la reacción en su vecindad en medida más grande: como consecuencia su temperatura será diferente de la de las partículas de menor actividad que las rodean. Sin

embargo la desviación de la temperatura de cada partícula, con respecto del valor medio en el lecho, será mucho menor que en un convertidor de lecho fijo, a causa de la mezcla turbulenta, las altas velocidades de transferencia de calor y la gran capacidad calorífica del lecho.

2).- Alta capacidad calorífica del lecho en relación con el gas en él contenido. Este factor estabiliza la temperatura del lecho y le permite absorber olas de calor relativamente grandes con sólo pequeños cambios de temperatura. Por ejemplo: un lecho de arena fluidizada con aire, con una concentración de sólidos de unas 70 lb/ft^3 contendrá sólo unas $0.05 \text{ lb de aire/ft}^3$ lo que corresponde a una razón en masa de ---- 1400:1.

3).- Las altas velocidades de transferencia de calor, por la gran magnitud de la superficie de transferencia por unidad de volumen del lecho fluidizado, permiten la nivelación rápida de cualesquiera olas de temperatura o de la reacción que se produzca en el lecho. Aunque usualmente los coeficientes de transferencia de calor no son altos, la magnitud de la superficie por unidad de volumen es muy grande: por ejemplo el área de la superficie de un lecho de arena viene a ser de 1000 a $5000 \text{ ft}^2/\text{ft}^3$ del lecho.

La notable uniformidad de temperatura en un lecho bien fluidizado ha sido mencionada en muchas referencias. El estudio de la temperatura en grandes lechos de catalizador fluidizado indican que la variación de un punto a otro es menos de 10°C : cuando la temperatura del gas de alimentación no difiere mucho de la del lecho y particularmente si se distribuye cuidadosamente la entrada del gas.

1.4 CONTINUIDAD DE LA OPERACION.

La posibilidad de manejar el sólido fluidizado como si fuera un líquido permite adaptar fácilmente ésta técnica a muchas operaciones continuas y con ello obtener las ventajas de requerir menos mano de obra, posibilidad del control preciso y automático de las variables.

1.5 TRANSFERENCIA DE CALOR.

La técnica del sólido fluidizado es un método cómodo para trans-

ferir calor, bien sola o combinada con otras operaciones, como catálisis, reacciones de gas-sólido y el transporte de sólidos o fluidos co-cidente con estas operaciones.

Las ventajas de esta técnica para la transferencia de calor son las siguientes :

1).- Posibilidad de combinar la transferencia de calor con otras operaciones.

2).- Para unidades grandes de transferencia de calor, el volumen del equipo puede ser más pequeño que con los cambiadores térmicos ordinarios porque se dispone de gran superficie de transferencia en el lecho fluidizado.

3).- Se obtiene fácilmente resistencia a la corrosión y a temperaturas extremas usando materiales cerámicos para los recipientes y los sólidos granulares.

4).- La transferencia puede efectuarse en dos etapas y el sólido fluidizado actúa como depósito para transmitir el calor de un fluido a otro; las etapas pueden estar materialmente muy cerca entre sí o muy separadas.

5).- La transferencia es muy rápida por la gran superficie disponible; esto es muy importante cuando pueden ocurrir reacciones indeseables a temperaturas intermedias.

6).- Similarmente un líquido puede calentarse, evaporarse y dispersarse en una pequeña fracción de segundo por contacto directo con sólidos fluidizados calientes.

1.6 CATALISIS.

La técnica de fluidización se adopta especialmente a las reacciones de contacto de los sólidos granulares no pegados y que corren libremente con los gases. Por ello es aplicable a reacciones gaseosas cata -

líticas en que se usa catalizador sólido. Esta técnica se aplica más - extensamente al cracking catalítico del petróleo, a causa de la singular combinación de ventajas inherentes al proceso con un sólido fluidizado:

- 1).- Buen control de la temperatura de reacción.
- 2).- Mantenimiento uniforme de la actividad catalítica, (y regeneración continua del catalizador).
- 3).- Eliminación continua de subproductos sólidos.
- 4).- Fácil aportación de calor a las reacciones endotérmicas.
- 5).- Equipo sencillo con pocas piezas móviles.
- 6).- Operación continua con control automático.

La mayoría de los catalizadores pierden gradualmente su actividad por envenenamiento o recubrimiento de la superficie activa con subproductos. Por ello se necesita reemplazar o regenerar el catalizador. A medida que disminuye la actividad, han de alterarse las condiciones en la operación de catalizadores de contacto corriente, con el fin de mantener la capacidad de la operación. El uso de temperatura más alta es una buena medida pero aumenta el costo del producto deseado.

La técnica de fluidización, en cambio, hace posible el mantenimiento de un nivel definido de actividad del catalizador, porque se puede extraer continuamente el catalizador parcialmente gastado y agregar catalizador nuevo. El nivel de actividad está determinado por la relación entre la rapidez de la pérdida de actividad del catalizador y la rapidez de su extracción. Un catalizador estable necesita ser extraído con menos rapidez que uno que pierde actividad rápidamente; del mismo modo un nivel de actividad más alto exige mayor rapidez de extracción. La actividad en un lecho real debe ser una fórmula de compromiso basada en consideraciones económicas y se tenga en cuenta los siguientes factores:

- 1).- Relación entre el rendimiento y la actividad del catalizador.
- 2).- Valor del aumento de rendimiento.
- 3).- Rapidez de degradación del catalizador.
- 4).- Costos del manejo y regeneración del catalizador.
- 5).- Pérdidas de catalizador durante su manejo y regeneración.
- 6).- Costo del catalizador.

1.7 REACCIONES DE GAS*SOLIDO

Las ventajas de la técnica de fluidización para las reacciones de gas-sólido son:

Un lecho de reacción isotérmico, variación fácil del tiempo de contacto, contacto más efectivo (en comparación con la operación en hornos rotatorios o en reactores del tipo de bandeja), la sencillez del manejo de los sólidos (sin piezas móviles en el equipo), más fácil transferencia de calor y la facilidad de la operación continua y automática.

Las desventajas son:

Los sólidos que no corren libremente o que tienden a aglomerarse no pueden ser usados en un reactor de sólido fluidizado; en cambio esta limitación no la tienen los hornos rotatorios, ni los reactores del tipo de bandeja. A medida que prosigue la reacción, debido al efecto de rotación se forman a veces partículas sólidas que son arrastradas por gas que abandona el lecho fluidizado; por lo que hay que incluir en el diseño, medios de recuperación. La caída de presión en el sistema gaseoso de un reactor de sólido fluidizado es mayor que en los hornos rotatorios o en los reactores de bandejas, porque el gas sostiene y fluidiza el sólido; ésta caída de presión es a veces un inconveniente serio, pues se necesitan ventiladores de alta presión ó turbocompresoras.

En ocasiones conviene obtener un gradiente de temperatura en un proceso catalítico: por ejemplo: puede desearse una temperatura más alta en la parte superior de un reactor para efectuar una limpieza de las substancias reaccionantes residuales. En el reactor de sólido fluidizado del lecho de ebullición, esto no es posible: sin embargo con un diseño adecuado con tabiques u otro medio de separación en etapas o en zonas, más cambiadores térmicos internos, empaques inertes o usando reactores en serie se pueden conseguir gradientes de temperatura.

La caída de presión a través de un lecho fluidizado es a veces - grande comparada con la producida con un cambiador térmico ordinario. - Si se usa el lecho fluidizado exclusivamente para transferencia de calor, esta caída alta de presión puede ser perjudicial.

En el sistema debe equilibrarse la caída de presión en tal forma que los gases no pasen a las partes del sistema en que esto es indesea-

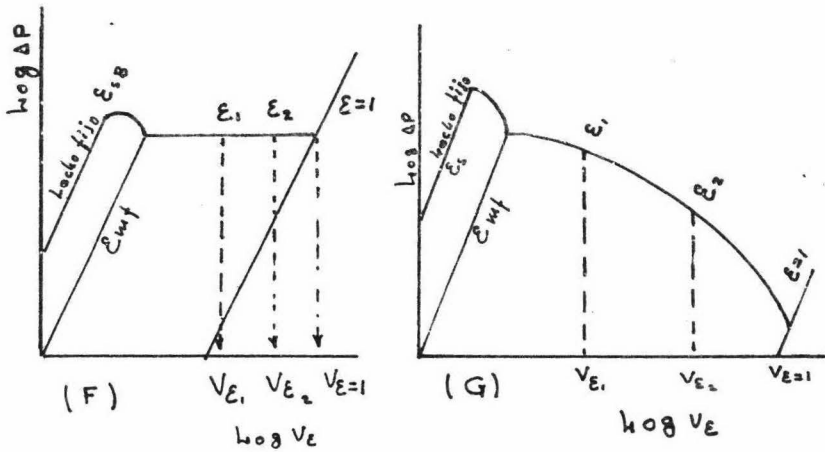
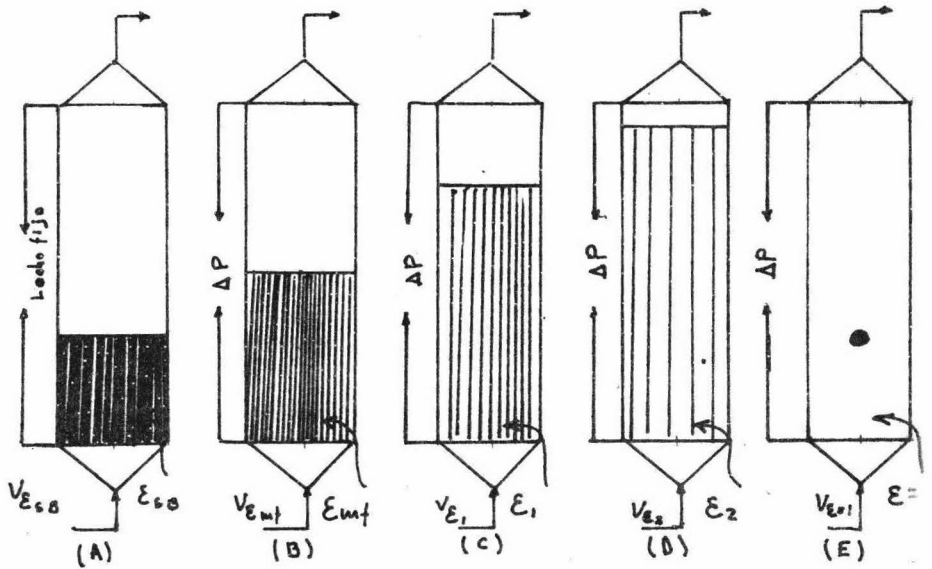


FIGURA (1.1) REPRESENTACION GRAFICA DE LOS DATOS DE FLUIDIZACION.

ble lo que requiere disponer la purga de gases en varios puntos.

La existencia de burbujas de gas que ascienden por el sólido fluidizado es una anomalía y además contienen poco producto sólido indicando que la eficacia del contacto en el lecho de ebullición es mucho menor (en función de la superficie activa disponible del sólido) que en un reactor de lecho fijo: este inconveniente se salva en parte usando un catalizador de partícula más pequeña.

1.8 FLUIDIZACION HOMOGENEA

CURVA DE FLUIDIZACION.— Cuando asciende un gas a pequeña velocidad por un lecho de partículas, encuentra resistencia de rozamiento y — sufre una caída de presión al fluir por los intersticios. Esta caída de presión expresada por unidad de longitud o de profundidad del lecho ha sido estudiada por Chilton y Colburn, (9), quienes han deducido relaciones para todas las combinaciones de fluidos, sólidos y densidades del lecho. Si el lecho de partículas descansa en una rejilla y se mantiene en su sitio por una criba de malla fina en la superficie del lecho, se aplica la relación Chilton-Colburn para cualquier velocidad del gasto de fluido. Sin embargo, si el lecho de partículas no está sujeto en la superficie, a una velocidad suficientemente alta del fluido (en la cual la caída de presión o resistencia al paso del fluido es igual o mayor que el peso del lecho que descansa sobre la rejilla), ascenderá el lecho. Como las partículas no están unidas entre sí y simplemente descansan unas sobre otras, se separarán más y se abrirán los intersticios para dejar paso al fluido; así la densidad aparente disminuye y el lecho aumenta de volumen.

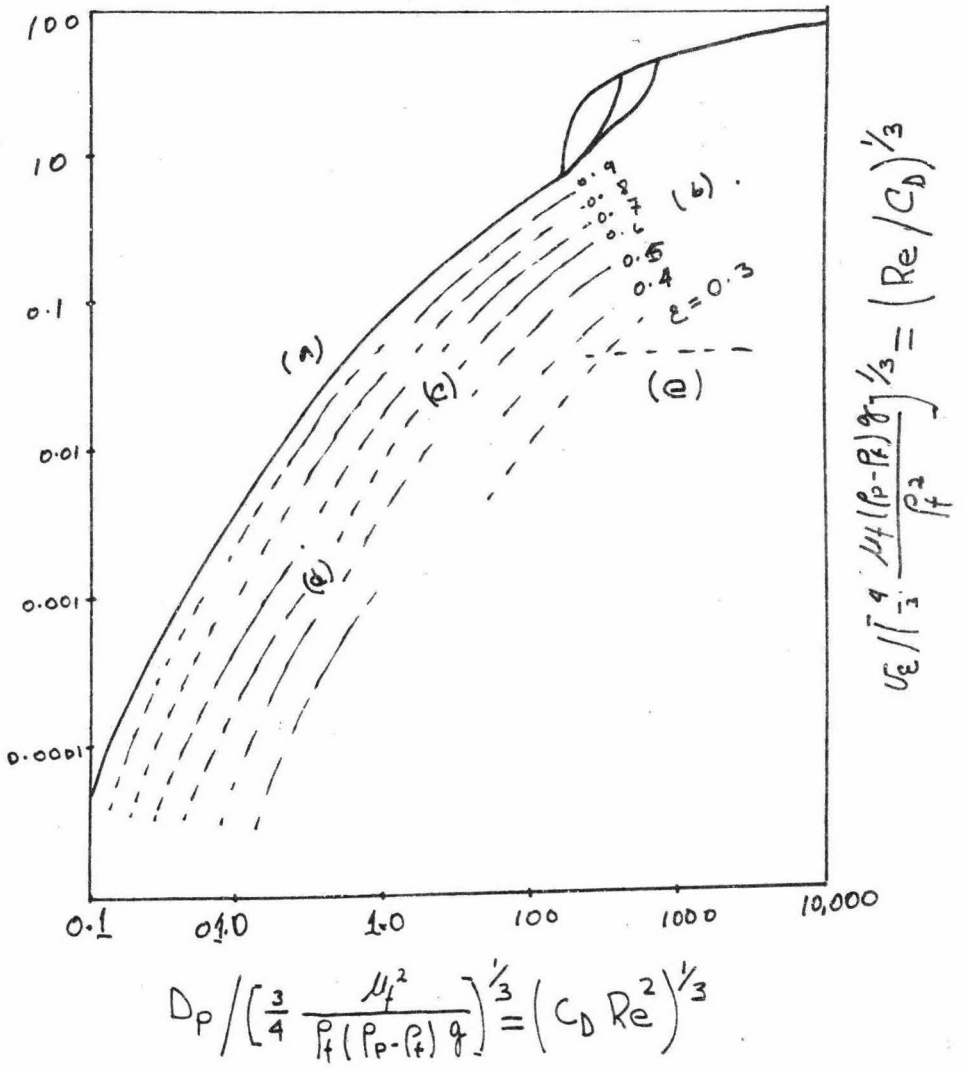
La curva de caída de presión y velocidad para lechos fluidos se trazan como se indica en la figura (1.1) en la cual la caída de presión a través de todo el lecho se lleva a una gráfica en función de la velocidad. La línea de lecho fijo, representa la curva típica calculada por la relación Chilton-Colburn. Cuando la velocidad del gas aumenta hasta el punto en que el lecho asciende, las partículas se reordenan, lo más sueltas posible, pero aún en configuración de lecho fijo. La proporción de huecos en esta configuración, la más floja posible, designada como E_{mf} ha sido relacionada empíricamente con el tamaño y forma de la partícula y se ilustra en los diagramas comparados de las figuras 1.1 A y 1.1 B,

en donde F_{SB} es la proporción de huecos más baja representada de un lecho más denso empaquetado o sedimentado (más compacto). A velocidades - (a través de la configuración de lecho fijo más floja posible) lo bastante grandes para dar una caída de presión igual al peso del producto, en el lecho por unidad de área de sección transversal del tubo, el lecho se dilata de modo que todas las partículas ya no están en contacto y el lecho se dice que está en estado fluido.

Otro aumento de velocidad va acompañado de nuevo aumento en la dilatación del lecho, o proporción de huecos como se ve en la figura 1.1C y 1.1D; la caída de presión, por todo el lecho (registrada por las derivaciones de presión en las salidas laterales del lado izquierdo de las columnas), es igual en ambos casos al peso del lecho como indica la figura 1.1f. En la figura 1.1f corta en la línea $E = 1.0$ a la velocidad $v_{E=1}$ necesaria para equilibrar o sostener una sola partícula en el tubo. Esta velocidad de equilibrio se toma usualmente como la velocidad terminal o de caída libre calculada por la fórmula del coeficiente de arrastre (q). Se supone que en los cálculos para un caso particular, han de aplicarse las debidas correcciones a las fórmulas patrones del coeficiente de arrastre. Por correcciones debidas se entiende tener en cuenta: 1) el efecto de la pared, 2) el número de Reynolds relativo al tubo y a la partícula, para tomar en cuenta el cuadro del flujo regulador (la diferencia entre la velocidad de equilibrio real y la terminal o de caída libre, puede ser apreciable); 3) el efecto de la altura del recipiente (la diferencia de velocidades necesaria para sostener o equilibrar partículas aisladas a 2, 5, 10, 20, etc. pies contados a partir del fondo de un tubo vertical, varía considerablemente).

En un tubo en el cual se mantiene el flujo continuo de partículas en estado fluido, la caída de presión se refiere en general a la unidad de longitud del tubo. Como el lecho fluidizado es un sistema de flujo continuo, en el cual sin embargo, sólo hay un flujo neto de fluido, parece razonable trazar una gráfica de la caída de presión en el lecho fluidizado a base de la unidad de longitud del lecho. Este tipo de gráfica se ilustra en la figura 1.1g en donde la caída de presión en las derivaciones de la derecha de las columnas diseñadas en la figura 1.1A a 1.1F, se han trazado en función de la velocidad.

Figura (1.3). Gráfica modificada de los datos de coeficientes para sedimentación, fluidización y pruebas de ventilación de partículas sencillas y suspensiones.



Al dilatarse el lecho, la proporción de huecos aumenta y es menor el peso del material de carga por unidad de longitud del lecho, lo que da una caída de presión menor a través de esta unidad de longitud. Esta curva de fluidización típica, indicada en la figura 1.1G, corta también la línea de caída de presión para el tubo vacío en el punto de velocidad terminal de las partículas individuales.

1.9 FORMULAS DERIVADAS DE LA CURVA DE FLUIDIZACION

HOMOGENEA.

En el cálculo de la curva de fluidización para un sistema sólido fluido, han de establecerse tres puntos de referencia particulares. El primero de ellos es la proporción de huecos en el lecho en su configuración de lecho fijo más posible E_{mf} . Si esta proporción no se conoce explícitamente puede calcularse por las curvas presentadas por Leva (22), como se indica en la figura 1.2. El segundo punto a considerar es la velocidad terminal o de caída libre de la partícula más grande en el lecho de sólidos. Esta se calcula por la correlación de sólidos del coeficiente normal de arrastre revisada concienzudamente por Lapple y Shepherd. El tercer requisito es una correlación generalizada de la relación velocidad-huecos. Afortunadamente esta se puede expresar como un coeficiente de arrastre modificado, perteneciente a una multiplicidad de partículas y representado gráficamente del mismo modo que el coeficiente de caída libre normal de cada partícula.

La fuerza de arrastre sobre una esfera aislada que se mueve en una extensión infinita de un fluido estancado, se representa por la fórmula:

$$F = C_D \rho_f A v_{\epsilon=1}^2 / 2 = \pi C_D \rho_f D_p^2 v_{\epsilon=1}^2 / 8$$

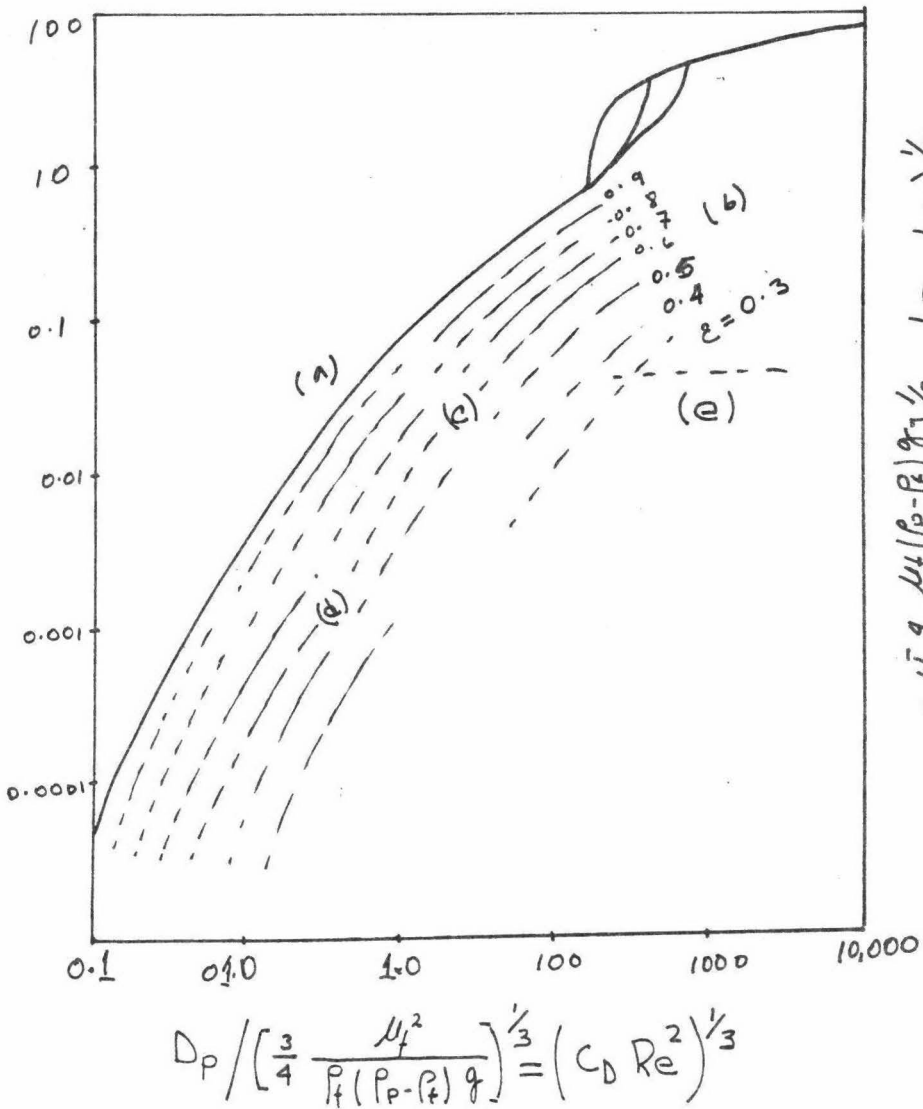
El coeficiente de arrastre C_D está definido por esta ecuación, es una función del número de Reynolds. Para el caso de esferas que caen por una extensión de fluido estancado, la fuerza de arrastre es igual a la fuerza de gravedad, y así:

$$F = \pi C_D \rho_f D_p^2 v_{\epsilon=1}^2 / 8 = \rho_p - \rho_f \quad g = \pi D_p^2 (\rho_p - \rho_f) g / 6$$

De este modo el coeficiente de arrastre puede ser definido como:

$$C_D = \frac{4}{3} \frac{g D_p (\rho_p - \rho_f)}{\rho_f v_{\epsilon=1}^2}$$

Figura (1.3). Gráfica modificada de los datos de coeficientes para sedimentación, fluidización y pruebas de ventilación de partículas sencillas y suspensiones.

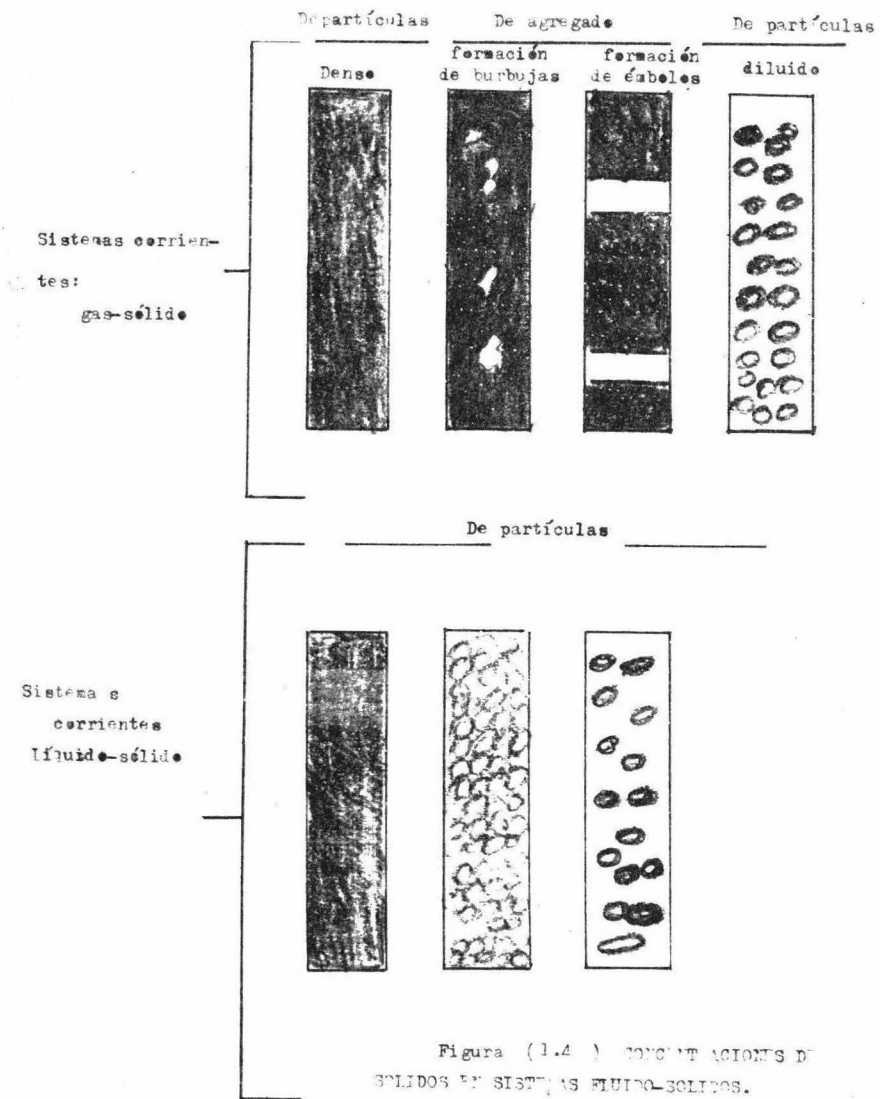


Manifiestamente si C_D se traza en función del número de Reynolds la velocidad y el diámetro aparecerán a la vez en abscisas y ordenadas, lo que requiere un método de tanteos para calcular cualquiera de los dos valores.

Como han sugerido Klinkenberg y Mooy, esto se evita representando gráficamente $(C_D R_e)^{1/3}$ en función de $(Re/C_D)^{1/3}$. Esta gráfica se indica en la figura 1.3, con los datos de fluidización de varios investigadores referidos a la curva de caída libre de una sola partícula. Hay que observar que los datos concuerdan bastante bien y que se puede trazar una familia razonable de curvas para valores constantes de proporción de huecos del lecho. Esta gráfica puede usarse en unión con la figura 1.2 para dar el punto inicial de fluidización, la velocidad que llevará a la partícula más grande fuera del recipiente y la curva de velocidad y densidad del lecho entre estos límites. En la figura 1.3 no se indican todos los datos disponibles de fluidización publicados, sólo se han representado aquellos que abarcan el intervalo más amplio de variables experimentales y muestran dilatación uniforme, como se describe en la figura 1.1. Por ello una limitación existente en el uno de la figura es que particularmente en el caso de los lechos de partículas de tamaño uniforme, toda relación calculada de densidad del lecho y velocidad sólo es aplicable a los sistemas que muestran los caracteres de la fluidización homogénea.

1.10 FLUIDIZACIÓN PARTICULADA Y FLUIDIZACIÓN AGREGATIVA.

Las expresiones fluidización particulada y fluidización agregativa se refieren al aspecto físico de la masa fluidizada. Si al aumentar la velocidad superficial del líquido a través del lecho de partículas, el lecho se dilata continuamente y la separación entre las partículas aumenta de modo uniforme hasta que en el recipiente sólo quede una partícula, como se representó esquemáticamente en las figuras 1.1A y 1.1E, se dice que el sistema muestra fluidización particulada. Si, en cambio, a velocidades superiores a la de fluidización incipiente el medio de fluidización atraviesa el lecho de partículas en forma de burbujas, de modo muy parecido a como los gases ascienden por una columna de



líquido, se dice que el sistema muestra fluidización agregativa. La distinción entre una y otra clase de fluidización se demuestra fácilmente por comparación del aspecto de un lecho, por ejemplo, de perlas de vidrio de 0.5 mm. de diámetro fluidizado con aire y agua. El lecho fluidizado con aire muestra fluidización agregativa, mientras que el fluidizado con agua muestra fluidización particulada. Lo que se ve claramente en la figura 1.4.

Aunque se acepta de modo general que la diferencia entre la fluidización particulada y agregativa es de atribuir simplemente a la diferencia entre los medios líquidos y gaseosos, nuevos estudios han demostrado que en ciertas condiciones (por ejemplo un sistema de agua y perdigones de plomo) pueden prevalecer condiciones agregativas en sistemas de líquido-sólido, (por ejemplo, freón comprimido y cubos de papel huecos) pueden mostrar fluidización particulada. Los datos disponibles hasta la fecha indican que el intervalo de concentraciones en el cual existe fluidización agregativa en función del tamaño de partícula y de la razón entre las densidades del sólido y el fluido tiene la forma representada esquemáticamente en la figura 1.5.

Si la razón entre las densidades del sólido y el fluido es baja, por ejemplo del orden de 3, las partículas de tamaño D_{p2} (figura 1.5), muestran homogeneidad completa en todo el intervalo de proporción de huecos desde un lecho compacto ($F = 0.4$), hasta una sola partícula $E=1$. La formación de émbolos ocurre cuando el diámetro de la burbuja de fluido es igual al diámetro del recipiente. Con valores más altos de ρ_p/ρ_f así las partículas de tamaño D_{p2} mostrarán también fluidización agregativa. En los procesos industriales de cracking del petróleo en fase gaseosa y los experimentos de fluidización con aire en el laboratorio la razón de densidades ρ_p/ρ_f es de 1200, aproximadamente con diámetro de partículas de 60 a 3000 micras. En cambio los experimentos de fluidización particulada tiene valores de ρ_p/ρ_f de 2 a 3. En la figura 1.6 se presentan gráficamente observaciones experimentales de huecos al principio de violento burbujeo y de formación de émbolos. Los datos publicados en el intervalo bajo de razón densidad de partícula a densidad de flujo son insuficientes para describir curvas de confianza. Los puntos simplemente orientan de modo aproximado acerca de los intervalos de diámetro de partícula y dan alguna indicación del orden de magnitud de las

Densidad del lecho como
fracción de huecos, ϵ

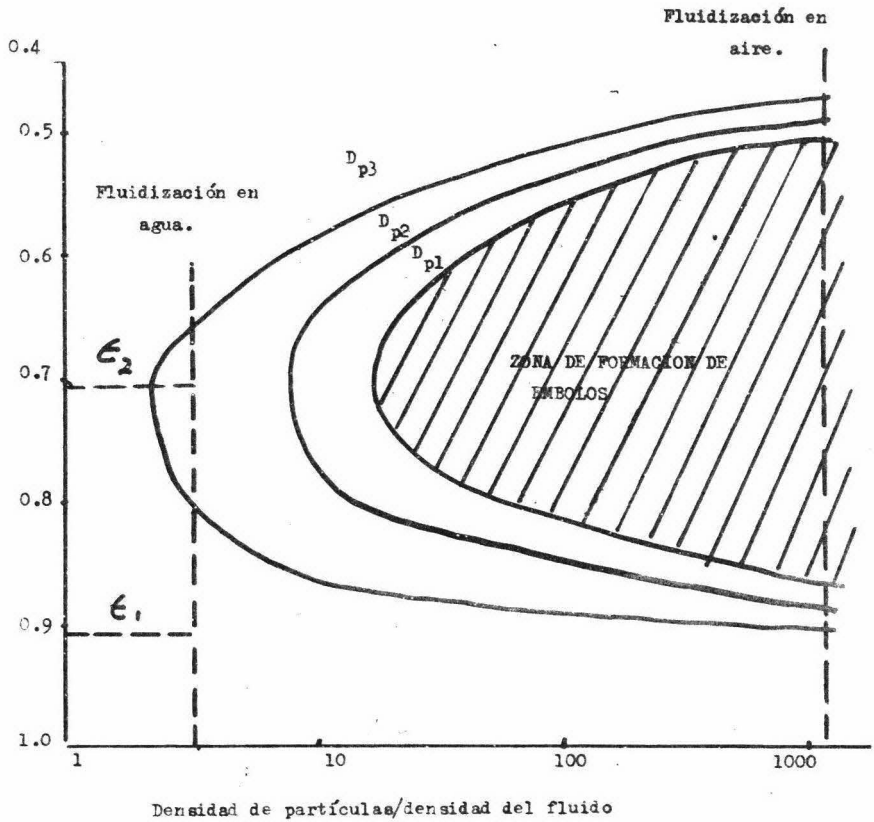
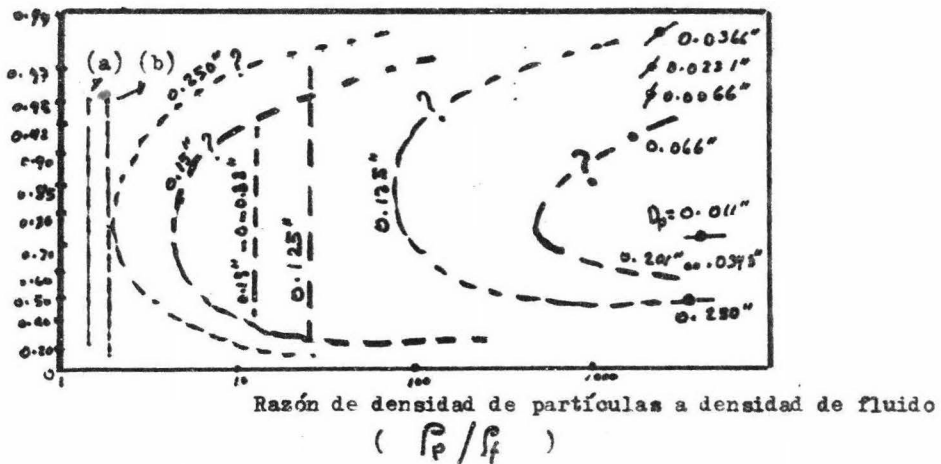


Figura (1.5) Gráfica esquemática del efecto del tamaño de partícula y de la razón de densidades en el intervalo de fluidización de partículas.

Fración de huecos, e_s .



$D_p = 0.174''$ (sin émbolos) (a)

$D_p = 0.205''$ (sin émbolos) (b)

(1) Con émbolos

(2) Sin émbolos.

Figura (1.6). Algunos límites publicados de la formación de émbolos en fase densa y en fase diluida en función de la proporción de huecos.

densidades de la partícula y del fluido para poder prever si la fluidización será agregativa o particulada.

En la práctica el grado de fluidización agregativa varía mucho.- Algunos sistemas consisten en grandes burbujas que ascienden a través de los sólidos mientras que en otros hay mayor multiplicidad de burbujas de pequeño diámetro y se acercan más a los caracteres del flujo — particulado.

Por analogía con el paso de gases por líquidos, se interpretan los grados de fluidización agregativa en función de la viscosidad del lecho y de modo que nos lleve a una definición de la distribución óptima del tamaño de partícula.

1.10'11L CONCEPTO DE VISCOSIDAD DEL LECHO.

La ascensión de un gas por una columna de sólidos fluidizados agregativamente es similar en un aspecto a la ascensión de gases a través de líquidos. Observaciones de éste tipo muestran que los gases pasan por lechos de sólidos de tamaño pequeño y buena fluidez en forma — análoga a como ascienden por un líquido de poca viscosidad, mientras — que los líquidos viscosos al hacer pasar aire por ellos muestran el — mismo tipo de formación de émbolos que el que se observa con los sólidos gruesos. La figura 1.7 ilustra estas dos formas características de flujo. Ello sugiere la posibilidad de clasificar los sistemas fluido-sólido en función de una propiedad similar a la viscosidad de los líquidos y que esta pseudoviscosidad podría relacionarse en forma fundamental con la formación de émbolos, buena fluidez y otras propiedades características del lecho. Matheson Herbsf y Holt presentaron los resultados de tal estudio, para lo cual midieron la viscosidad relativa de varios lechos fluidizados en función del peso necesario para hacer girar una paleta de tamaño fijo a 200 r.p.m. a 3 pulgadas de profundidad de un lecho, de una pulgada de diámetro interior, de sólidos fluidizados con aire.

Se halló que el par motor necesario para hacer girar la paleta en un lecho por el cual no circula aire, está extremadamente alta, pero que descendía rápidamente cuando se hacía circular aire. A velocidades de ventilación mayores que las requeridas para fluidización incipiente, el par de rotación o viscosidad disminuye muy lentamente y quedó casi constante e independiente del sistema de ventilación.

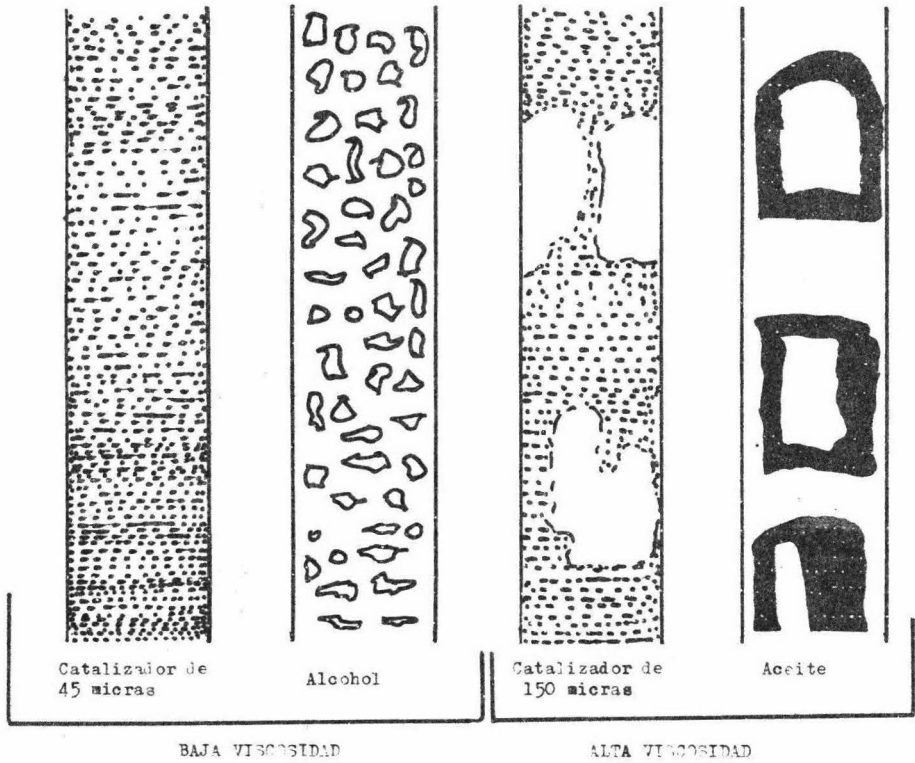


Figura (1.7). Aeración de sólidos y líquidos.

La variación de la viscosidad con la ventilación es menos brusca con partículas gruesas en comparación con las finas, pero el punto de fluidización fue en todo caso muy claro. Se halló que la viscosidad relativa de los lechos aumenta con el tamaño de la partícula y de su densidad. La figura 1.8 ilustra datos típicos del efecto de ventilación en dos tamaños de partículas. Como viscosidad que caracteriza los lechos se toma el valor obtenido en el punto de fluidización incipiente.

Con el fin de estudiar el efecto de la distribución del tamaño de partícula sobre la viscosidad del lecho, Matheson en colaboración con otros, midió el par de rotación para diversos lechos fluidizados formados por mezclas de dos compuestos en fracciones estrechas diferentes, de catalizador de cracking sintético. Los resultados mostraron que relativamente pequeñas cantidades de finos agregados a la fracción de gruesos disminuyen la viscosidad, de manera notable. En cambio, la adición de una cantidad relativamente grande de material grueso a un lecho de partículas finas tiene poco efecto sobre su viscosidad. Se concluyó que en un lecho de partículas gruesas, la presencia de más finos de los necesarios para que no se traben las partículas gruesas tiene un efecto menor sobre la viscosidad del lecho. La variación de viscosidad del lecho con la composición muestra un punto de cambio neto a la mínima concentración de finos requeridos para evitar esta trabazón de partículas gruesas. El punto de cambio es más brusco cuando más pequeña es la relación del diámetro de las partículas finas al de las gruesas.

Trawinski intentó una solución analítica para este punto de concentración de finos. Supuso que la viscosidad se debe al rozamiento de la partícula gruesa entre sí. La introducción de finos entre los granos gruesos actuaría así como lubricante reduciendo el rozamiento entre los sólidos gruesos y reduciendo con ello también la viscosidad del lecho.

Según este modelo, la mínima concentración de finos sería la cantidad necesaria para recubrir cada partícula gruesa de una monocapa de finos.

Si se tratan las partículas como esferas perfectas, se puede considerar un lecho compuesto por partículas finas de diámetro d y gruesas de diámetro D , como se representa en la figura 1.9.

El cambio fraccional en el volumen de partículas en virtud de la película adicional de finos es entonces:

$$\Delta v = \frac{(\text{volumen de } D + d) - (\text{volumen de } D)}{\text{volumen de } D} = (d + D)^3 (D-1)$$

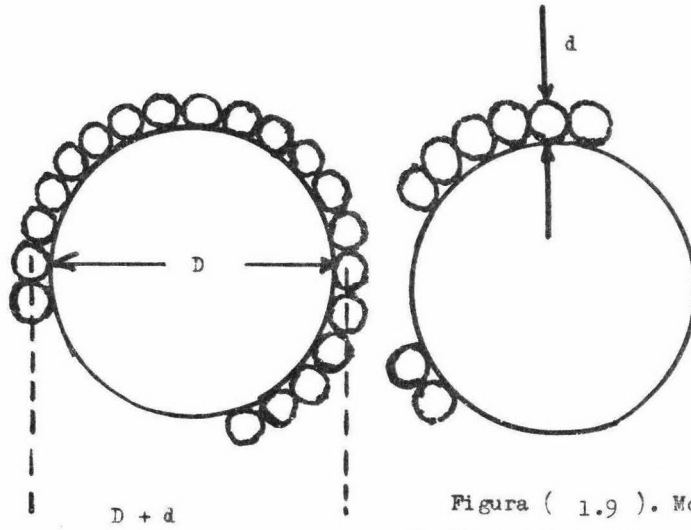
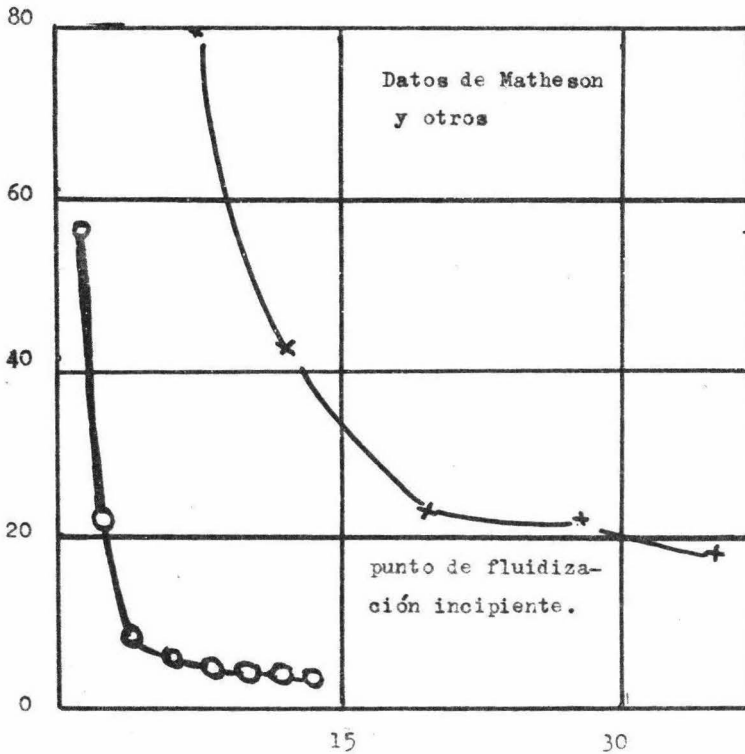


Figura (1.9). Modelos de dos componentes.

viscosidad



Velocidad superficial del aire, ca/seg.

Figura (1.8). Efecto del tamaño de partícula y de la aeración sobre la viscosidad del lecho.

$$\Delta V = 3(d/D) + 3(d/D)^2 + (d/D)^3 = 3(d/D + (d/D)^2).$$

Como la diferencia de volumen esta compuesta por huecos intersticiales (entre las partículas finas), la fracción en peso de finos, por causa de la película de finos (supuestos d, D de igual densidad es:

$$W_d = \frac{3s(d/D + (d/D)^2)}{1 + 3s(d/D + (d/D)^2)}$$

En donde s es la fracción en volumen de sólidos en un lecho de esferas. En empaquetamiento cúbico, s tiene el valor $\pi/6 = 0.524$ y en empaquetamiento hexagonal $s = 0.605$.

Hasta este punto, el modelo ha considerado las posibilidades como en un lecho fijo en reposo. En la fluidización, el lecho se dilata y esta fracción de huecos adicional, sin ocupar por sólidos ha de restarse del volumen para tener la fracción en peso mínima más cercana a la verdadera. La expresión resultante entonces es:

$$W_d = \frac{s(3(d/D + (d/D)^2) - \Delta L/L_0)}{1 + s(3(d/D + (d/D)^2) - \Delta L/L_0)} \quad (1)$$

Un valor razonable de $\Delta L/L_0$ está en la proximidad de 0.25; el catalizador de cracking tiene un intervalo de densidad de lecho desde 39 lb/ft³, en la fluidización incipiente hasta 49 lb/ft³ en el estado densamente compacto. Con estas aproximaciones, la ecuación (1) se reduce a :

$$W_d = \frac{1.695(d/D + (d/D)^2) - 0.141}{1.695(d/D + (d/D)^2) - 0.859} \quad (2)$$

En la figura 1.10 se han trazado, en función de la fracción en peso de finos, las viscosidades relativas de mezclas de dos componentes de fracciones de varios tamaños, medidas por la técnica del viscosímetro de paleta. También se muestran las concentraciones mínimas de finos calculados por la ecuación (2), para estos sistemas de dos componentes, debe observarse que la concentración calculada concuerda bastante bien con los valores observados del punto de cambio.

viscosidad Stormer, Gr.

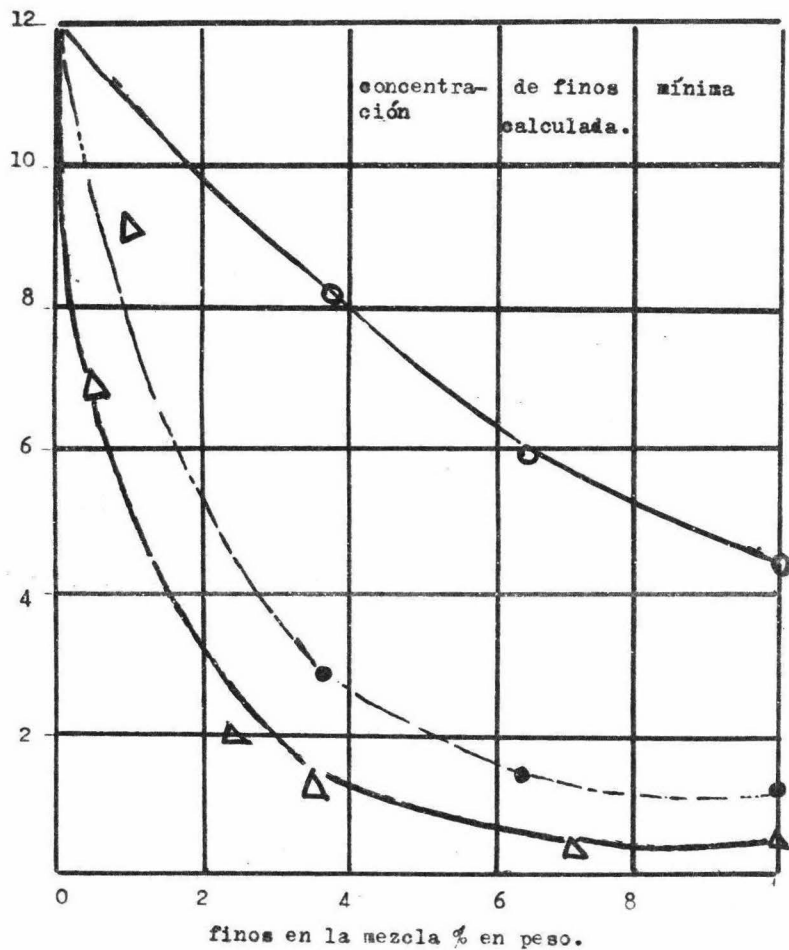


Figura (1.10). Comparación entre las composiciones calculadas en el punto de cambio y la viscosidad de dos componentes. Datos de Matheson y colaboradores.

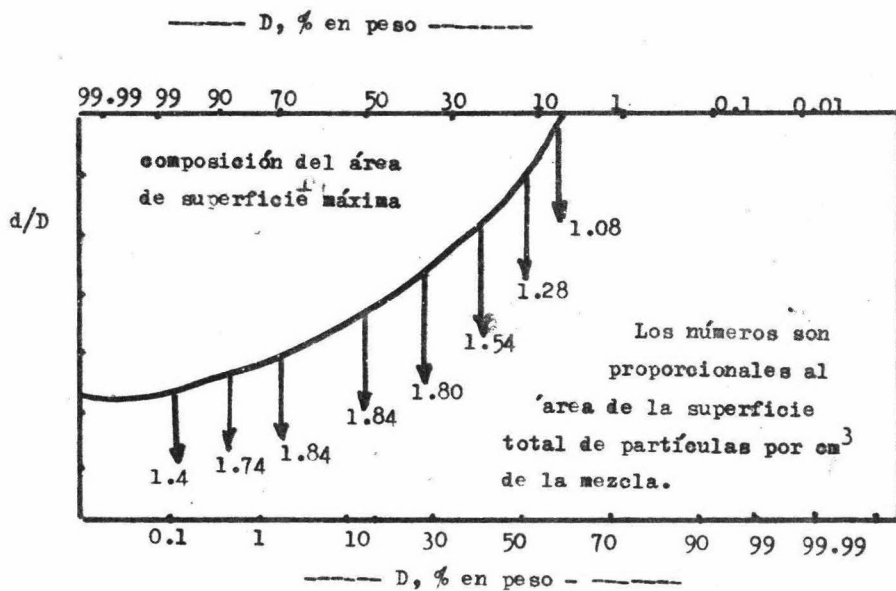


Figura (1.11). Resolución de la ecuación para mezclas de dos componentes.

Si se acepta como válida la ecuación (2) es posible calcular la distribución óptima de tamaño para sistemas de dos o más componentes. Hay que considerar el hecho de que en la práctica se desea en general: a) hacer máxima la fluidez del lecho e inversamente reducir al mínimo su viscosidad: b) el mínimo arrastre, y c) el área máxima de superficie de catalizador. Desde luego es posible que no todas estas condiciones se satisfagan: por ejemplo: cuanto mayor es la concentración por finos tanto más se satisface el inciso (c), pero a expensas del inciso (b), etc. Sin embargo, aceptando la ecuación (2), es posible calcular para uno de los dos componentes la cantidad mínima del tamaño más pequeño necesario para mantener en un valor bajo la viscosidad del lecho, donde un mayor porcentaje de finos nos servirá para reducir la viscosidad del lecho de modo apreciable y sólo aumentaría el arrastre. Así la ecuación (2) define la composición para satisfacer las condiciones mencionadas (a) y (b), esto es, viscosidad mínima y mínimo arrastre, para cualquier sistema de dos componentes en función de la razón d/D .

Si se supone que las partículas son esferas perfectas, las áreas de la superficie de las partículas por pie cúbico son proporcionales a las inversas de los diámetros. Esto está de acuerdo con el tipo de superficie para partículas menores que unas 300 micras, lo cual se considera más representativo de área de contacto gas-catalizador, que el orden de superficie obtenido por adsorción de nitrógeno, que tiene en los poros internos. Así para todos los valores de d/D , desde cero a 1.0, pueden calcularse las áreas relativas de superficie total de las composiciones de las mezclas que satisfacen la ecuación (2).

Según se ve en la figura (1.11), el sistema óptimo de dos componentes es aquel en que el diámetro de partículas más pequeñas es 22.5 % del de las partículas más grandes y en el cual las partículas más pequeñas constituyen el 25 % en peso de la mezcla.

Al ampliar el modelo al sistema de multicomponentes, son posibles todas las combinaciones y permutaciones en que pares de componentes obedecen a la ecuación (2). Sin embargo es razonable suponer que la distribución óptima debe ser una u otra de las dos formas siguientes:

a) Cada componente está representado en una cantidad, en relación con el componente más grande, definida por la ecuación (2).

b).- Cada componente está presentē en una cantidad, en relación con el componente que le sigue en tamaño, como define la ecuación (2).

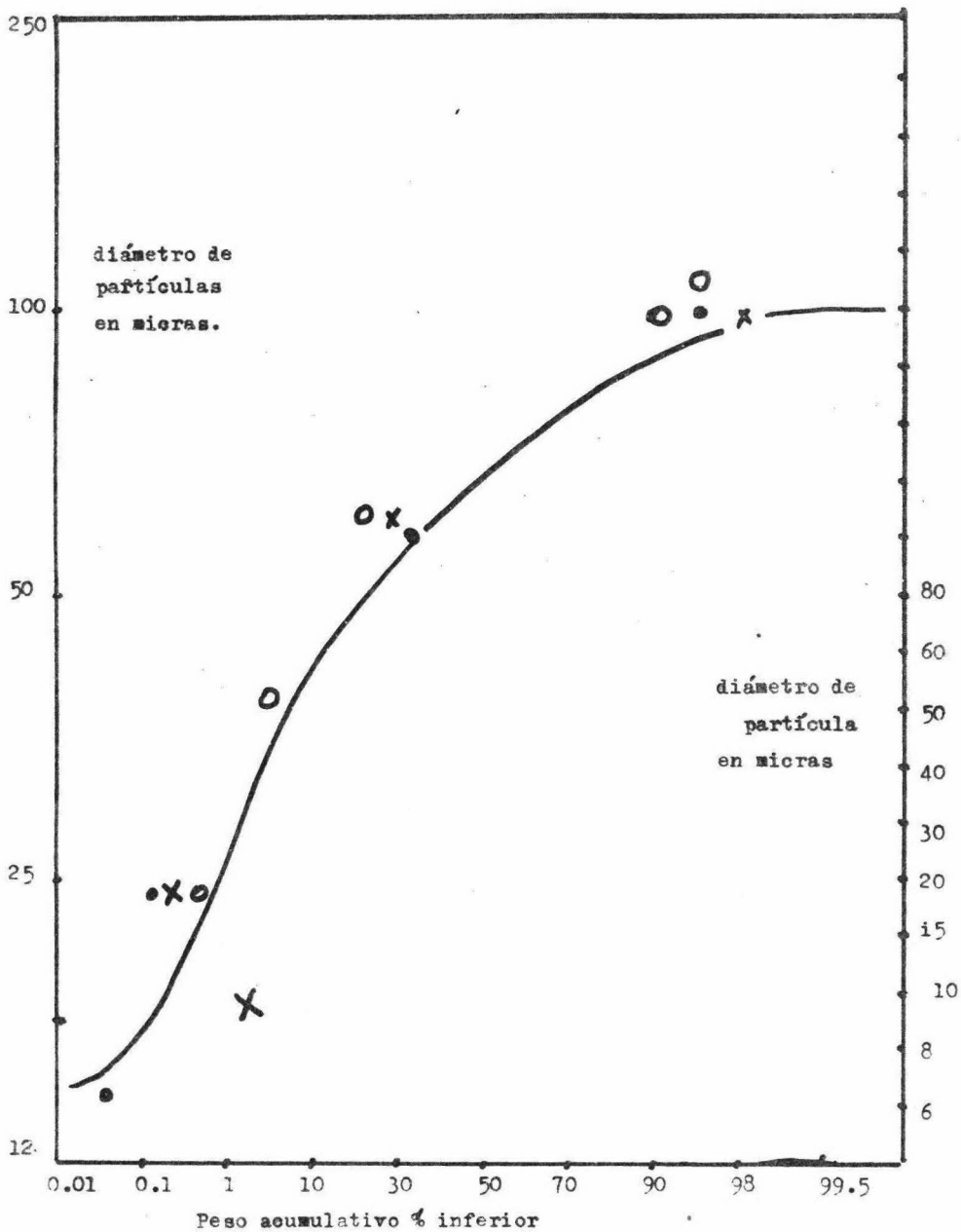
Se calcularon composiciones y efectos acumulativos para un sistema de diez componentes con un intervalo de tamaño de partícula de 1 a 10 y conforme con el esquema (a) o el (b), se halló que el esquema (a) tenía aproximadamente 10% más de área de superficie total. La figura 1.12 muestra la curva de distribución del tamaño de partícula definida por el esquema (a), en comparación con análisis publicados de un catalizador de cracking típico microesferoidal limpio. El acercamiento asintótico a los valores de la ordenada en los extremos de la curva es indicación de un tamaño de partícula mínimo y máximo. Esta desviación de la curva es típica en la mayoría de los polvos o productos molidos. En la práctica se prescinde de estas asintotas, pues los porcentajes se hacen muy pequeños a uno y otro extremo de la curva.

1.11 FLUIDIZACION AGREGATIVA.

El fenómeno de burbujeo.- En la fluidización agregativa, el gas que entra en el lecho, encuentra su camino hacia la superficie en dos vías: una de ellas es por los intersticios de los sólidos en fase densa y provee un excelente contacto de gas-sólido. La otra vía es en forma de "burbujas" de gas y provee mal contacto de gas-sólido. La cantidad de gas que asciende por los intersticios se calcula como la velocidad de fluidización incipiente necesaria; toda cantidad de gas en exceso y con mayor velocidad debe pasar por el lecho en forma de burbujas. El tamaño medio de partícula y su distribución determinan la cantidad del gas de fluidización incipiente para condiciones de lecho fijas. En general cuanto más pequeño es el tamaño de partícula tanto mayor es el porcentaje de gas que asciende en forma de burbujas.

En un lecho de partículas grandes, las burbujas crecen rápidamente por fugas del gas a la burbuja desde el lecho que la rodea. En el fondo de las burbujas, en virtud de la diferencia de densidad entre la burbuja y el lecho que la rodea hay un gradiente de presión que arrastra el gas a la burbuja; la resistencia al flujo del gas a la burbuja es menor cuanto más grandes son las partículas sólidas que forman el lecho.

Figura (1.12). Comparación entre la distribución calculada para el modelo de multicomponentes y el análisis del catalizador típico.



En un lecho de partículas grandes, una burbuja asciende más lentamente por la alta viscosidad del lecho; las burbujas coalescen y forman émbolos (burbujas que llenan la sección transversal del lecho) si el lecho es suficientemente alto y estrecho. Por otra parte con partículas pequeñas, la velocidad de crecimiento de una partícula es menor en virtud de la resistencia al flujo del gas a la burbuja, las burbujas ascienden más rápidamente porque la viscosidad del lecho es más pequeña, y por estas dos razones, con menor velocidad de crecimiento de la burbuja y tiempo más breve de permanencia en el lecho, hay menos tendencia a formar émbolos con una altura y anchura de lecho dadas.

El número mayor de aplicaciones de la técnica de fluidización, con mucha diferencia está en el intervalo de fluidización gaseosa agregativa y por ello la interpretación del flujo de burbujas en relación con la transferencia de calor, transferencia de masa, densidad del lecho y diseño del reactor, reviste el mayor interés.

En la bibliografía se encuentran muy pocos estudios en que se ha intentado investigar específicamente la velocidad de ascensión o el tamaño de las burbujas, formadas en lechos fluidizados. Superficialmente el problema es difícil por observación visual, pues más allá de una capa de partículas en la pared de un recipiente transparente es imposible ver lo que ocurre en el lecho. Esta dificultad puede aliviarse de un modo muy sencillo con la construcción de un recipiente rectangular en vez del tubo redondo.

Si se supone que el comportamiento en cuanto a la formación de émbolos en tubos pequeños de diámetro es la consecuencia de crecer las burbujas en el lecho hasta un diámetro igual al del tubo, podrían extrapolarse estos datos de formación de émbolos para obtener un cálculo del tamaño de la partícula en lechos industriales más profundos. Son pocos los investigadores que han efectuado un estudio a fondo, o siquiera de amplia explicación, de las alturas de lechos correspondientes a la aparición de émbolos, pero los datos disponibles son bastante consistentes. Matheson (29) y otros han publicado datos obtenidos cuidadosamente con cuatro muestras de catalizadores de cracking y un polvo de hierro, en tubos de 20 x 13 x 76 mm. Leva (23) y otros dan indicaciones aproximadas acerca de la aparición de émbolos en algunos experimentos, los datos de estos investigadores se resumen en la figura 1.13.

Diámetro de burbuja, mm

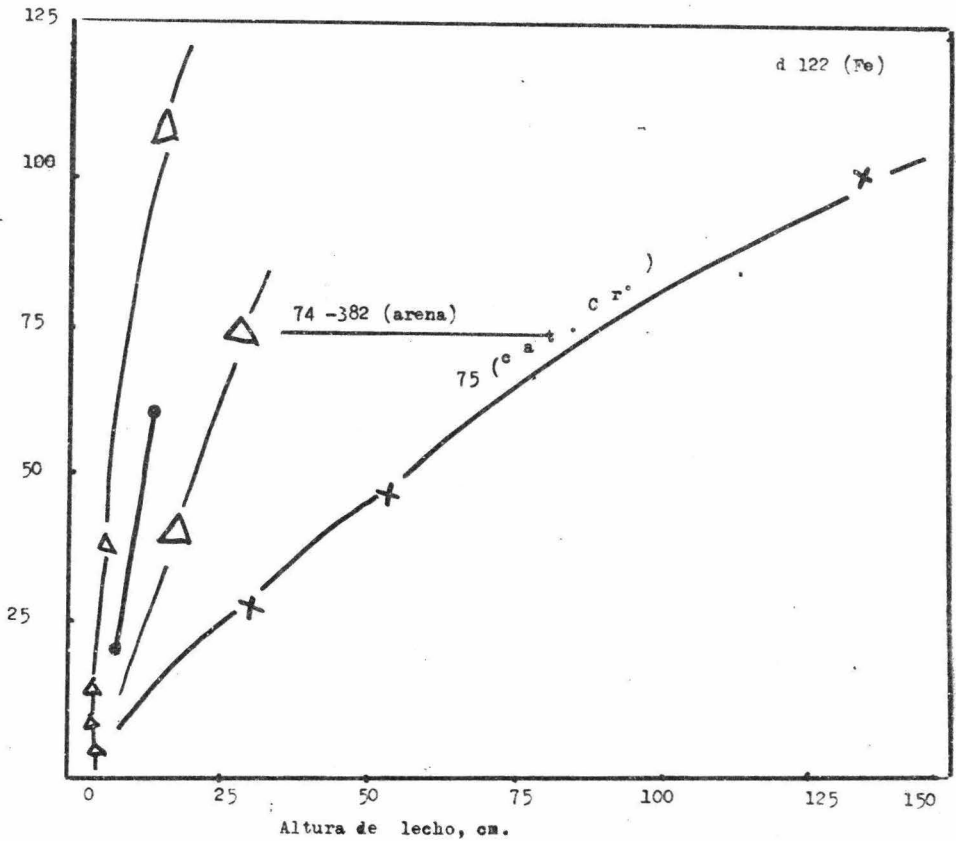


Figura (1.13). Crecimiento de burbujas en lechos fluidizados. Basados en los lechos de las condiciones de formación inicial de émbolos en tubos pequeños.

Los datos de la figura 1.13 muestran una concordancia notable - mente buena si se tiene en cuenta que la interpretación visual es en - cierto modo cualitativa. Obsérvense las vastas diferencias entre los - extremos de catalizador de cracking de 75 micras y de partículas de - magnesio de 508 micras. Con una altura de lecho de 20 cm, podrían es - perarse en el catalizador de cracking burbujas de 20 mm en el lecho, - mientras las partículas de 508 micras tendrían burbujas de 10 cm. Des - de el punto de vista opuesto, las burbujas crecerían hasta 76 mm de - diámetro en un lecho de unos 15 cm de altura, de partículas de 508 - - micras, mientras que se necesitaría un lecho de más de 8 tantos más al - to para que crecieran burbujas de esa magnitud en un lecho de partícu - las de 75 micras. La figura 1.13 presenta esencialmente todos los he - chos disponibles hasta la fecha en la literatura acerca del crecimien - to de burbujas en lechos de sólidos. La figura 1.14 representa los da - tos de la figura 1.1 comparados con curvas calculadas por la ecuación de Yagi y Muchi para relacionar las alturas de lecho en las cuales ob - servaron formación de émbolos en lechos de hierro, arena, coque y par - tículas de hierro y hulla. Estos autores dan como límite de altura del lecho L_{sL} , donde ocurre formación de émbolos por la r lación siguiente, en unidades c.g.s.:

$$L_{sL} = 0.95 D_t (D_{ppp})^{-0.3}$$

en donde D_t = diámetro del tubo = diámetro de la burbuja, según las fi - guras 1.13 y 1.14.

El acuerdo entre esta ecuación y los datos para partículas mayo - res de 100 micras es excelente, se ha demostrado en la figura 1.14. In - dicaciones cualitativas de tamaños probables de burbujas en reactores industriales muestran que para partículas de 75 micras de diámetro, por ejemplo, los tamaños de burbujas son mucho más grandes que los extra - polados de los datos de Matheson y otros (29). Estas indicaciones in - dustriales cualitativas están en mucho mejor acuerdo con la ecuación - de Yagi y Muchi y pueden ser resultado del efecto del diseño de la re - jilla que sostiene el catalizador. Las aberturas de la rejilla en uni - dades industriales son del orden de 13 a 50 mm de diámetro, mientras - que en los aparatos experimentales de ensayo, la rejilla puede ser un

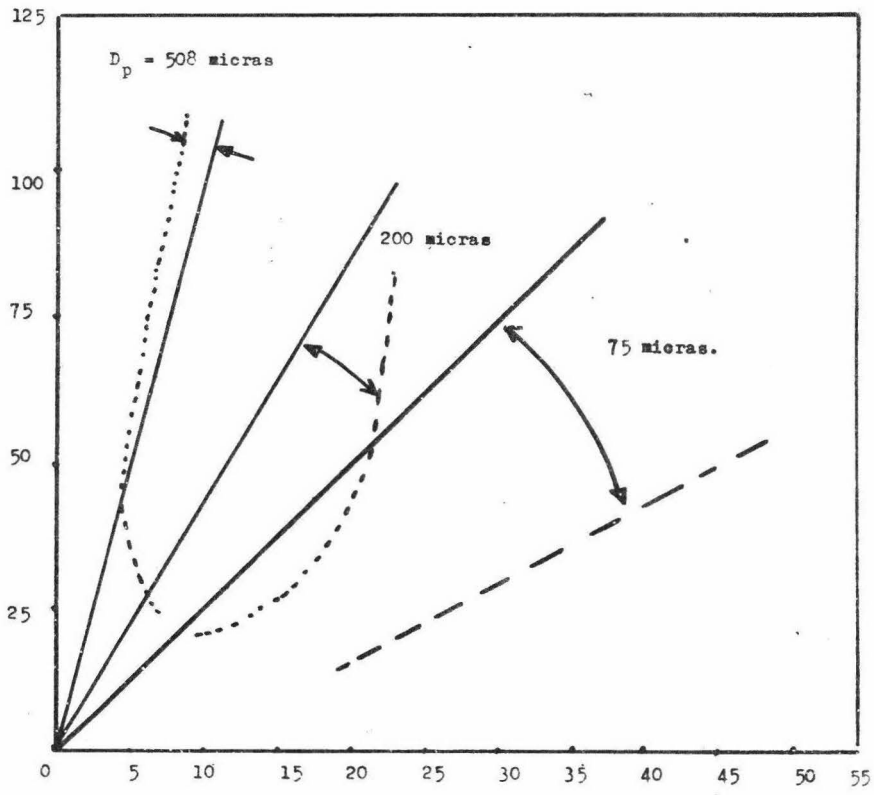
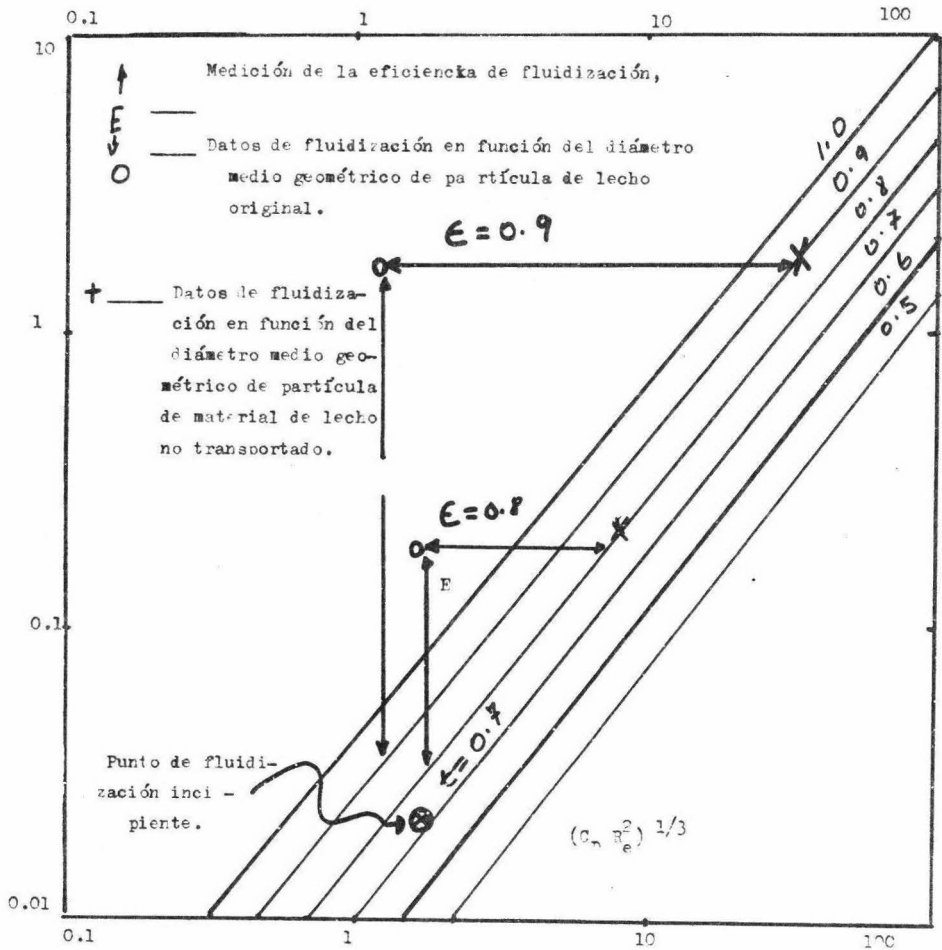


Figura (1.14). Comparación de la ecuación de Yogi y Muchi (líneas de trazo continuo), con los datos de Cimlar (líneas de puntos) y de Matheson y otros (líneas de trazos).

Figura (1.15). Datos de fluidización agregativa en relación con las correlaciones halladas para la fluidización de partícula.



cedazo de malla fina o placas metálicas porosas. Cuanto más grande son los agujeros de la rejilla tanto mayores son las burbujas que emergen en el lecho.

La figura 1.13 presenta una revisión comparada de los datos publicados hasta la fecha. Los futuros estudios de fluidización se han de encaminar a ampliar datos publicados acerca del crecimiento y la velocidad de las burbujas que permitan sentar bases fundamentales para relacionar los datos de arrastre y los mecanismos de transferencia.

1.12 RELACIONES DEDUCIDAS DE LA CURVA DE FLUIDIZACION AGREGATIVA

El paso de un fluido en burbujas por un lecho de partículas ha sido estudiado experimentalmente por varios estudiosos con equipo de cinematografía de gran velocidad. Se ha publicado que las velocidades de las burbujas varían entre 2 o 10 pies/segundo, con velocidades de fluidización superficial de 1 a 3 pies/segundo. Así, pues, las burbujas presentan una vía de paso a gran velocidad que puede alterar la relación entre la velocidad y la densidad del lecho, definido por sistemas particulados en la figura 1.3. Para sistemas de tamaño uniforme de partícula, los datos obtenidos en columnas experimentales, hasta de 12 pulgadas de diámetro, siguen las curvas de fluidización de las figuras 1.1 y 1.3 pero terminan bruscamente al llegar a la densidad del lecho, o proporción de huecos, en cuyo momento se produce formación de émbolos (véase la explicación de las figuras 1.5 y 1.6). Para el caso de sistemas de mayor interés industrial en que intervienen productos molidos de amplia distribución de tamaño de partícula (véase el ejemplo de la figura 1.8) puede haber desviación considerable entre la curva real de fluidización y la curva calculada para la figura 1.3. Esto no se debe solamente al fenómeno de burbujeo, sino también al hecho de que en un sistema así, existe un flujo neto de sólidos al igual que el fluido.

La figura 1.15 ilustra estos datos de fluidización típicos para catalizadores de cracking industrial, en relación con la familia de curvas trazadas con los datos de la figura 1.3. Normalmente estos datos se trazan referidos al diámetro medio geométrico de la partícula (definido por el punto 50% sobre una gráfica como la de la figura 1.8). Esto indi

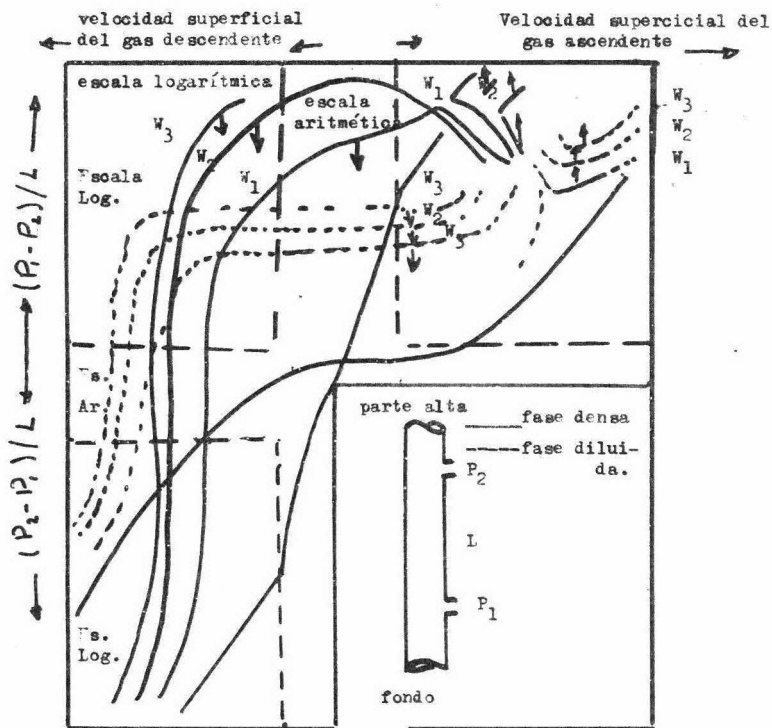


Figura (1.16). Diagrama de fases esquemáticas para sistemas gas-sólidos en dos fases en tubo vertical.

ca que los datos son incompatibles con las curvas de sistemas particu-
dos y de tamaño uniforme de partícula. En la bibliografía se encuentran
intentos de relacionar esta desviación en función de un parámetro llama-
do de eficacia de fluidización. Pero esta relación nunca ha tenido exi-
to de modo completamente general. Un criterio más fundamentado de estu-
dio es la apreciación adecuada de las condiciones físicas en el lecho.
Todo sistema, en el cual las partículas tienen un intervalo amplio de -
tamaños, al fluidizarse es en realidad un estado no estable.

En la región inmediatamente por encima de la superficie de un
lecho de este tipo de partícula fluidizadas, las burbujas de gas fluidi-
zante que estallan arrojan hacia arriba las partículas en concentración
francamente alta. Como la mayoría de estas partículas (y de preferencia
las más grandes) vuelven a caer en el lecho, la concentración de sólidos
disminuye al aumentar la distancia sobre éste. Simultáneamente, los so-
plos de gas de las burbujas que estallan emergen en un perfil de flujo
el cual es cada vez más uniforme. Dentro del lecho, y en la región inme-
diatamente superior a la superficie, la velocidad superficial carece de
significado físico y es sólo un número que relaciona el diámetro de la
vasija y el gasto del gas. Finalmente a una altura determinada, y a ma-
yores alturas que ella, por encima del lecho, el perfil de velocidad se
acerca a la constancia y la referencia a una velocidad superficial en
el recipiente vuelve a tener significado. Por encima de esta altura la
velocidad de recaida de las partículas se acerca a cero, evidentemente
sólo es afectada por la posición de las partículas en relación con la -
distribución de la velocidad de fluido radial en el perfil de flujo. A
esta altura, y por encima de ella, sólo las partículas con velocidad ter-
minal o de caída libre menor que la velocidad superficial del gas sal-
dran del recipiente en suspensión diluída en la corriente del gas.

Así, la cantidad y el tamaño de las partículas arrastradas del -
lecho es una función de la densidad y distribución de tamaño de la par-
tícula de las propiedades y velocidad del medio fluidizante y de la al-
tura del recipiente entre la superficie del lecho y el punto en que la
corriente de gas abandona la vasija.

Si se recogen los sólidos en un separador de ciclón y se devuel-
ven continuamente al lecho, el sistema alcanza equilibrio, pero sigue -

representando un estado de flujo sólido al igual que gaseoso. Puede operar a velocidades de gas con los cuales normalmente sin devolución de los sólidos arrastrados, el sólido sólo existirá como lecho del reactor, breve tiempo hasta convertirse en partículas tales que puedan ser arrastradas a la velocidad superficial que prevalece, es por ello evidente que no puede esperarse que un sistema semejante pueda relacionarse con los datos de fluidización particulada estable, a menos de tenerse en cuenta la fracción del lecho que esta transportando y el diámetro efectivo de la partícula con lo que ha de relacionarse las densidades del lecho, como en la figura 1.15, y no con el diámetro medio de la partícula del material del lecho inicial. Como el diámetro efectivo de partícula para un sistema dado es función de la velocidad superficial, cuando se trazan los datos de las coordenadas de la figura 1.15 definirán una curva que vuelve a alinear los puntos con la familia de curvas dibujadas con los datos de la figura 1.3.

Los intentos de representar en esta forma los datos primitivos publicados no han tenido éxito, pues en la mayor parte de los casos no se han descrito bien las alturas de desprendimiento ni el tamaño de la partícula. Además la naturaleza de las burbujas, que tienen influencia en el arrastre, sobre todo en recipientes pequeños, es función del diseño de la rejilla y este rara vez se describía suficientemente. Tampoco ha tenido éxito el intento de hallar una relación general del arrastre de lechos fluidizados. Ambos problemas guardan relación con la capacidad de saturación de transporte del medio fluidizante, que sólo en estos últimos años, se ha sometido a investigación experimental. En la práctica los organismos tecnológicos han encontrado más cómodo medir experimentalmente las propiedades de la fluidización de cualquier material para el cual se necesitan datos de diseño detallados. Si se dispone de un análisis de tamaño aproximado es un problema sencillo calcular, la velocidad de caída libre de la partícula más grande de la mezcla que define el límite superior práctico de velocidad superficial, todo por medio de la figura 1.15. Entre ellos se puede hacer un estudio razonable del diseño hasta obtener los datos de fluidización experimentales.

1.13 FLUIDIZACION Y TRANSPORTE DE SÓLIDOS.

En vista de la relación entre la capacidad del medio fluidizante para transportar partículas y la correlación de la fluidización agregativa y el arrastre, se puede mirar un lecho fluido como la suma de sistemas de dos componentes. Cada sistema representa el lecho fluido como la suma de sistemas de dos componentes. Cada sistema representa el lecho fluido y uno de los tamaños de partícula del material del lecho. Alguno de estos sistemas estarán en estado de transporte como en un transportador neumático, otros en suspensión en la fase diluída y otros simplemente agitados. Por eso tiene interés considerar todos los modos de flujo fluido-sólido en dos fases, para un sistema dado de partícula, que puede llamarsele, partícula fluido. Esto se representa mejor gráficamente en forma del llamado diagrama de fases.

El diagrama de fases es una gráfica en que se trazan como ordenadas las diferencias de presión por unidad de longitud del tubo, en función de la velocidad superficial del gas, referida a la pared del tubo, como abscisa, con líneas de velocidad de flujo de masa de sólidos constante, como parámetros. La figura 1.16 presenta esquemáticamente un diagrama de fases completo y algo exagerado para un sistema de gas-catalizador, contenido por ejemplo, en un tubo de 15 cm. Los valores de las abscisas a la derecha del origen indican aumento de la velocidad de ascensión por el gas, mientras que en su prolongación, a la izquierda del origen, las abscisas representan el aumento de valores positivos de la diferencia de presiones $P_1 - P_2$ del origen hacia abajo, los valores $P_1 - P_2$ crecientemente negativos, o de otro modo, aumenta $P_2 - P_1$. Las curvas señaladas con W_1 , W_2 y W_3 representan líneas de flujo de masa constante de sólidos en libras por unidad de tiempo por unidad de área de sección transversal del tubo. Las flechas que salen de las curvas indican la dirección del movimiento (hacia arriba o hacia abajo) de las partículas sólidas. Este tipo de gráfica se traza más comodamente en coordenadas logarítmicas que no permiten pasar por los valores de cero sin una discontinuidad en la rejilla. Esta se representa en la figura 1.16 por las líneas de puntos horizontales y verticales. Obsérvense que éste es un diagrama compuesto esencialmente por tres cuadrantes.

El superior a la derecha contiene regiones de ascensión concurrente de gas-sólidos y también regiones de flujo a contracorriente mientras que los de la izquierda representa descenso concurrente.

Aunque los problemas asociados al diseño de tubos fijos y de las tuberías de transporte del catalizador requieren un entendimiento de todo el diagrama de gases, para el lecho fluidizado propiamente dicho sólo tiene interés el estudio del cuadrante superior de la derecha. Este cuadrante se reproduce con detalle en la figura (1.17). La curva ABC representa la relación entre la caída de presión y la velocidad para un lecho se convierte en fluidizado y si sigue aumentando la velocidad superficial del gas, disminuye el inventario de sólidos entre las derivaciones de presión, y la diferencia de presión $P_1 - P_2$ desciende a lo largo de la curva BD. Cuando las burbujas del gas que ascienden por el lecho fluidizado alcanzan un tamaño igual al diámetro del tubo, empieza el flujo en forma de émbolos alternos de gas y de sólidos, con las fluctuaciones alternativas correspondientes en las diferencias de presiones P_2 y P_1 . La razón altura-diámetro para que fluya el émbolo se establece según el tamaño de partícula y la razón entre las densidades de partículas y fluido como se explicó al estudiar las figuras (5) y (6). Si el lecho fijo está restringido en la superficie de modo que los sólidos no puedan orientarse de nuevo, fluidizarse o trasladarse, en cualquier forma continuará el aumento de la caída de presión a lo largo de la curva BC, al aumentar la velocidad superficial del gas.

La curva EFG representa la pérdida por rozamiento, de Fanning, para el flujo del gas sólo por el tubo vacío. El punto F representa la velocidad del equilibrio para una sola partícula.

Si se reduce ligeramente la velocidad del gas por debajo del valor en el punto F, resulta posible aumentar la concentración de las partículas suspendidas como una fase homogénea dispersa. Finalmente, cuando la concentración ha alcanzado el punto H, un nuevo aumento produce un colapso de toda la suspensión, que pasa de dispersión homogénea a un lecho denso con formación de émbolos. La magnitud de la concentración en el punto H, es generalmente del orden de 0 a 10 lb/ft³ y representa el límite de la fase diluida de homogeneidad fluidizada a que se hace referencia por los puntos D y H, existe un región de flujo de émbolos.

Si a cierta velocidad en la proximidad del punto G se introducen sólidos en la corriente del gas, la fuerza adicional necesaria para suspender las partículas y elevarlas por el tubo con el gas se reflejará en una diferencia más alta, como en el punto I. Para un flujo constante de sólidos, al reducirse la velocidad de los sólidos y aumenta el inventario de partículas que se mueven en una unidad de longitud del tubo. Así, la diferencia de presiones disminuirá al principio con la reducción del rozamiento del gas y finalmente aumentará de nuevo a lo largo de la curva IJ. En el punto J, la pérdida por rozamiento del gas es pequeña y la diferencia de presiones, en esencia el inventario de sólidos, se acerca a la concentración máxima permisible de sólidos en fase diluida. Nueva disminución en la velocidad del gas causa el colapso de la dispersión y de nuevo se produce flujo de émbolos. La línea de puntos LMNK representa el lugar geométrico de concentración de saturación constante en fase diluida. La curva IJ es una de la familia de curvas que representan la ascensión concurrente en fase diluida. En la figura 1.17 las curvas señaladas con W_1, W_2, \dots, W_n , representan velocidades crecientes de masa de sólidos.

Considérese el tubo vertical provisto de un medio para introducir el gas en el fondo y los sólidos fluyendo por gravedad desde una tolva situada en la parte superior. Sin entrada de gas por el fondo del tubo y con la válvula de salida de la tolva regulada para descargar uniformemente W_1 lb/seg/ft² en la parte alta del tubo, una diferencia de presión será registrada entre las derivaciones P_1 y P_2 , creada por la acción de bombeo de compresión ejercida por los sólidos de caída libre cayendo por el tubo como una dispersión diluida. Esta diferencia de presión se indica con el punto M en la figura 1.17 y corresponde a la pérdida de altura en la fluidización en fase diluida para la misma concentración de partículas. Si se introduce por el fondo del tubo una pequeña corriente ascendente de los sólidos, se descubrirá un ligero aumento en la diferencia de presiones. Al aumentar la velocidad de ascensión del gas, disminuirá la velocidad de descenso de los sólidos. El aumento resultante en el inventario de las partículas que descienden se registrará como aumento en la diferencia de presión entre las derivaciones P_1 y P_2 a lo largo de la curva MN.

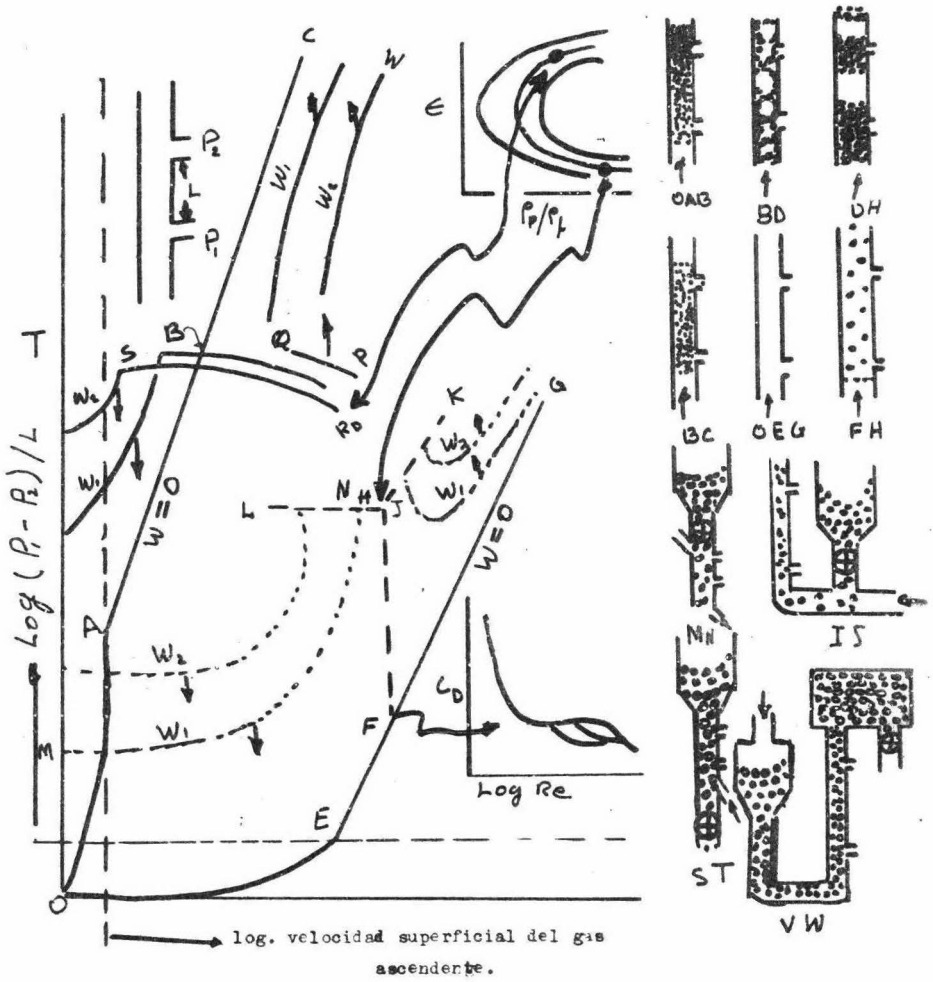


Figura (1.17). Diagrama de fases esquemático en la región del flujo de gas ascendente.

Finalmente cuando la velocidad del gas aumenta al valor del punto N el inventario de sólidos corresponderá de nuevo al alcanzado con la mínima distancia entre las partículas antes de que ocurra interferencia entre los campos de flujo de las partículas aisladas (la línea LNMHJK en la figura 1.17) y la dispersión uniforme se colapsa de nuevo en émbolos. El punto N corresponde a un punto de "inundación" a contracorriente de la fase diluída. La curva MN es otra vez de una familia de curvas de flujo de masa de sólidos constante.

Desde luego, es posible cargar sólidos por una tubería de transporte o tubo vertical en el fondo del lecho fluidizado y extraerlos a la misma velocidad por la superficie del lecho. De modo análogo, pueden introducirse sólidos en la parte alta del lecho y extraerse por el fondo.

Estos dos casos representan ascensión y descenso netos en un estado fluidizado denso y se han representado en forma exagerada por las curvas PQ y RS en la figura 1.17. El ascenso y descenso en fase densa se obtiene también en estado completamente compactos (no fluidizado). Manteniendo la velocidad superficial de ascensión del gas por debajo de la fluidización incipiente, en el punto B, los sólidos pueden descender a contracorriente del gas como un lecho fijo compacto a lo largo de una curva como la ST. El punto S corresponde al estado en el cual el gas que asciende por el lecho en descenso no puede ya encontrar su camino por la vía intersticial sin crear burbujas y el lecho de sólidos en el tubo se fluidiza. El ascenso de fase densa en el estado completamente compacto (no fluidizado) puede obtenerse con velocidades de gas superiores a la correspondiente a el movimiento de la partícula con un orificio, válvula o sección ensanchada de sólidos en el extremo de salida del tubo (parte alta). Esas condiciones de flujo están representadas a lo largo de la curva VW, que es otra vez de una familia que representa velocidades de flujo de masa constante de sólidos.

La línea LNMHJK y las curvas de transporte vertical como IJ, si siguen siendo la clave para las relaciones de arrastre y fluidización a agregativa. La complejidad del problema se hace visible por el número de gráficas, como las de la figura 1.17, cada una de las cuales representa un diámetro diferente de partículas en la mezcla del lecho y superpuestas unas a otras. A una velocidad superficial del gas dada, cada tamaño de partícula componente de la mezcla representa una capacidad de transporte

distinta y contribuye con su parte a las características de conjunto de la mezcla.

1.14 CONVERSION, CONTACTO Y TRANSFERENCIA DE MASA.

En un lecho fluido de partículas, finas, hay dos intervalos netos de retención del gas. La mayor parte del gas pasa por el lecho en forma de burbujas a una velocidad de varias veces la velocidad superficial (y por consiguiente los tiempos de retención son bajos), mientras una pequeña porción del gas encuentra su camino por la fase densa en la que queda retenido largo tiempo. La cantidad de gas así retenida es una cantidad relativamente fija, y la proporción del gasto total del gas con breve tiempo de retención, aumenta con la velocidad superficial. El gas en fase de burbujas (con tiempo de retención corto) está expuesto a condiciones de reacción muy diferentes de las del gas en fase densa (con largo tiempo de retención): el grado de conversión es señaladamente distinto y la cantidad del producto global es función de las cantidades relativas de las dos clases de flujo de gas y del grado de contacto que experimenta cada una de ellas. La geometría del reactor, el tamaño de la partícula y la velocidad superficial alteran considerablemente los flujos relativos y por lo tanto el contacto o conversión global.

En general cuanto más grandes son las burbujas que emergen de la superficie de un lecho fluido, tanto más baja es la conversión. El intercambio de gas entre una burbuja y las fases densas que la rodean es de esperar que sean menos cuanto más grande es la burbuja y por ello el grado de no conversión en la burbuja emergente será más grande. En un reactor de 20 cm, del cual emergen burbujas de 10 cm de diámetro, puede haber en las burbujas una cantidad mensurable del gas sin convertir aunque el gas circundante que por percolación ha atravesado los intersticios de la fase densa puede no contener prácticamente nada de gas sin convertir. Sin embargo, si una burbuja crece hasta aproximadamente casi igual al diámetro del reactor, ya no hay un mecanismo para establecer un gradiente de concentración entre el gas en el interior de una burbuja y el gas en la fase densa. No se sugiere que necesariamente sea siempre buena práctica operar en el régimen de formación de émbolos, pero debe observarse que ciertas unidades de laboratorio, de pequeño diámetro y con razón alta

de longitud a diámetro, que dan buenas conversiones, operan en condiciones de formación de émbolos. Se pueden conseguir diferentes conversiones con formación de émbolos, según la zona del reactor en que aparecen primero los émbolos del gas.

Con una velocidad espacial dada, se obtiene conversión más alta en un lecho fluidizado profundo que en uno superficial. El efecto del aumento de altura del lecho puede muy bien ser el causante de que cambie el régimen de fluidización con burbujas de tamaño moderado que dan baja conversión a otro en que los émbolos de gas incipientes dan conversión alta por hacer uniforme la composición del gas y dispersar los sólidos y no éste en aquéllos. Si con una velocidad fija se aumenta la altura del lecho del catalizador, existe mayor tendencia a la formación de émbolos de gas, por la velocidad más alta del gas y el camino más largo para el crecimiento de la burbuja. Esta idea explica el mejor funcionamiento de los reactores de laboratorio, con mayores alturas de lechos. No pueden esperarse mejoras comparables en un reactor de dimensiones industriales de sección transversal grande donde la formación de émbolos de gas queda excluida.

Parece haber dos modos de obtener buen contacto de gas-catalizador en el estado fluidizado. Un medio es asegurar la dispersión uniforme de pequeñas burbujas de gas en los sólidos de la fase densa y el otro es dispersar los sólidos en fase diluida en la corriente del gas. En el primero, los sólidos en fase densa forman la fase continua. Numerosos investigadores han advertido estos problemas y es interesante observar las direcciones que han tomado las patentes de diseño en cuanto a ambos medios de mejorar el contacto.

La dispersión del gas en los sólidos en fase densa se efectúa por rotura de burbujas grandes en más pequeñas, por medio de tabiques, rellenos o agitación o, de otro modo, por distribución del gas que de modo efectivo rompe un lecho profundo en una serie de lechos superficiales.

Se dan a continuación una lista parcial de patentes ideadas para dispersar el gas por estos medios:

1.- Sensel y Beck (10*) sugieren disponer a lo largo del reactor un tornillo que al girar produce agitación.

2.- Matheson (29) sugiere rellenar el reactor con anillos de rasching o con relleno de albardillas de Berl para presentar al gas un camino tortuoso.

3.—Hogan y Banks (3*) proponen el uso de pantallas cónicas de lámina perforada, distanciadas a diversos intervalos, para romper las burbujas de gas y distribuir los sólidos.

4.—Matheson (29) ha ideado colocar tubos dispuestos en espiral por todo el reactor para que al llegar una burbuja del gas al extremo inferior de uno de esos tubos ocurra una descarga de sólidos en la burbuja.

5.—Watson y Wilcox (14*) sugieren reactores del tipo de plato perforados.

6.—Huff y Ford (4*) abogan por un reactor de tipo de platos con campana de burbujeo que en esencia divide un lecho fluidizado profundo en una serie de lechos fluidizados delgados.

La mayoría de estas propuestas sólo son aplicables en condiciones especiales y son impracticables en unidades industriales a gran escala. Por ejemplo el uso de un medio de agitación da excelentes resultados en unidades de pequeño diámetro, pero una sería práctica en un recipiente grande (por ejemplo de 3 a 6 metros de diámetro). El uso de materiales de relleno es estrictamente aplicable sólo a sólidos que tienen la propiedad de "correr libremente"; por el contrario, todo depósito de cera, coque u otro material en una unidad industrial conducirá a canalización y mala distribución del gas y de los sólidos. El uso de pantallas de lámina perforada fue ensayado en unidades de planta piloto y se halló que retardaba la mezcla de sólidos de arriba a abajo hasta el grado que se desarrollaban puntos calientes y se producían rápidamente en el lecho gradientes de temperatura de 50°C a 60°C. Parece que la única solución factible al problema de romper las burbujas grandes consiste en la redistribución del gas por división del lecho en una serie de lechos delgados y en uso de partículas de tamaño pequeño que permiten relaciones más altas de longitud a diámetro del lecho antes de que las burbujas alcancen un tamaño excesivo. Evidentemente las rejillas en cada caso deben diseñarse para una caída de presión suficiente para asegurar buena distribución inicial del gas que entra en el lecho.

La dispersión de sólidos en el medio fluidizado continuo se efectúa por uno de los medios siguientes:

a).— Operación con bajo inventario de sólidos a velocidad suficientemente alta para obtener buena fluidización de la fase dispersa.

b).— Uso de reactores de pequeño diámetro con una razón alta de longitud a diámetro, en los cuales la formación de émbolos obliga a los

sólidos a caer en forma de lluvia por las bolsas de gas.

c).— Operación del reactor como una tubería de transporte en la cual se produce reacción al circular el fluido y el sólido en suspensión diluída.

A continuación se da una lista parcial en que se sugieren medios para obtener este contacto.

1.—Hujsak, Kratzer y Mungen, Baro y Rex han sugerido el empleo de reactores con compartimientos, que conduciría a unidades en paralelo del tipo de formación de émbolos, con razón más alta longitud a diámetro.

2.—Latta (7*) ha publicado los resultados obtenidos usando un reactor revestido interiormente con el catalizador. Perry y Merrill (9*) sugieren el uso de gasa metálica catalíticamente activa.

3.—Kirkbride y Dart (6*) sugieren el uso de la rama elevadora de una unidad T.C.C. como reactor de transporte.

4.—Jewell y Jhonson (5*) han patentado un reactor del tipo de transporte de fase diluída para la síntesis Fischer-Tropsch.

5.—Goodson y Guyer sugieren un reactor de transporte de fase diluída, con flujo ascendente y descendente (2*).

6.—La firma Humble Oil (11*) ha informado acerca de la conversión de la unidad Baytown en un reactor de tubería de conducción.

El uso de muchos tubos pequeños o de un reactor con un compartimiento, o compartimientos, del tipo de formación de émbolos, para operaciones en escala industrial no presenta problemas de diseño en escala mayor. Sin embargo, el costo del propio reactor, más el de proveer una buena distribución del vapor a cada compartimiento o tubo hace que la instalación completa sea relativamente cara y algo menos atractiva que una unidad del tipo de tubería de conducción. En la operación funciona igual o mejor que una serie de lechos fluidos delgados, si está bien diseñado.

Hay numerosas aplicaciones de la técnica de lecho fluidizado en procesos en los cuales bastan sólo las condiciones de temperatura o conversiones moderadas para la aplicación industrial: el cracking catalítico de hidrocarburos es un ejemplo sobresaliente. Por otra parte la síntesis Fischer-Tropsch requiere un reactor diseñado para obtener contacto íntimo de gas-sólido.

Son muchos los investigadores que han explotado el contacto de gas-catalizador en lechos fluidizados mediante estudios experimentales de reacciones específicas y han expresado los resultados en función del coeficiente de transferencia de masa.

En la obra de Chu (8), se encuentra una recopilación excelente y las correlaciones de estas investigaciones científicas en el mecanismo de la transferencia de masa.

CAPITULO II

CORRELACIONES EN SISTEMAS FLUIDIZADOS.

FLUJO A TRAVES DE LECHOS Y EMPAQUES.

CORRELACIONES EN SISTEMAS FLUIDIZADOS.

Como predecir la iniciación de la fluidización y estimar la velocidad de masa de la fluidización, altura del lecho expandido, eficiencia - en sistemas fluido-sólidos.

Vamos a discutir en este capítulo las correlaciones que nos permitan predecir la iniciación de la fluidización y la estimación de la altura de los lechos fluidizados, ejemplificando cuando sea necesario con problemas resueltos experimentalmente.

2.1. INICIACION DE LA FLUIDIZACION.

Cuando un lecho de sólidos se encuentra con una fluidización incipiente, la pérdida de presión es entonces muy aproximadamente igual a:

$$\Delta P_t = L(1-\epsilon)(\rho_s - \rho_f) \dots \dots \dots (2.1)$$

En este estado el lecho se encuentra fijo. Si suponemos que la velocidad del fluido es lo bastante baja de tal modo que el flujo laminar - persista como si estuviera quieto, la pérdida de presión es entonces igual a:

$$\Delta P_t = \frac{200 G \mu L (1-\epsilon)^2}{D_p^2 \rho_f g_c \phi_s^2 \epsilon^3} \dots \dots \dots (2.2)$$

Por encima de las ecuaciones (2.1) y (2.2) y resolviendo para la - masa velocidad resulta:

$$G = 0.005 \frac{D_p^2 g_c \rho_f (\rho_s - \rho_f) \epsilon^3 \phi_s^2}{\mu (1-\epsilon)} \dots \dots \dots (2.3)$$

Esta ecuación es importante porque nos permite predecir la iniciación de la fluidización de una carga granular. Es también provechoso - porque nos permite examinar cualquiera de los dos, y así como en gran - parte, el flujo a través de los lechos expandidos se apega al comportamiento de los lechos fijos.

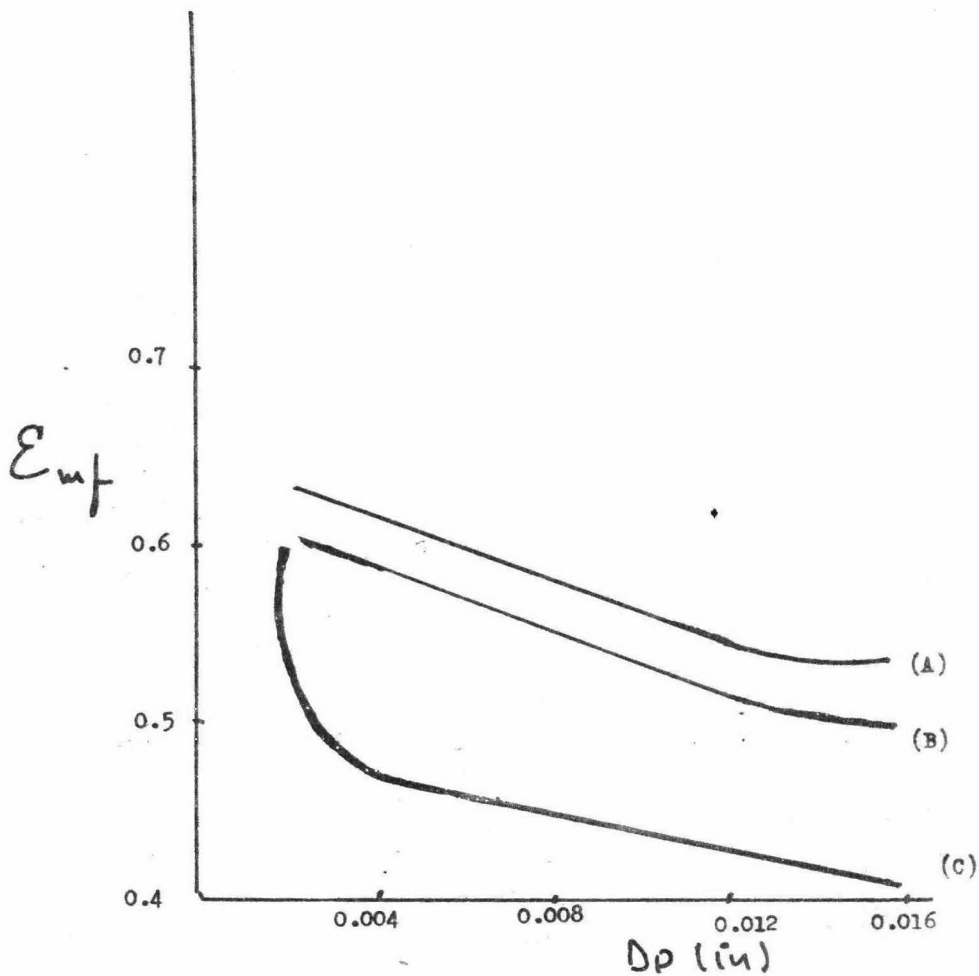


Figura 2.1. Comparación de mínimos espacios libres en el fluido y tamaño de partícula.

- (A) Catalizador de hierro de Fischer-Tropsch, diámetro = 0.58
- (B) Partículas agudas, diámetro = 0.67
- (C) Partícula redonda, diámetro = 0.86.

2.2. FLUIDIZACION MINIMA.

El estado de fluidización incipiente es terminada con la fluidización mínima. La ecuación (2.3) nos permite la estimación de una masa velocidad G_{mf} , de mínima fluidización, si la esfericidad de la partícula y los espacios vacíos del lecho en el punto de fluidización mínima son provehosos.

Las medidas de esfericidad de los sólidos han resultado de las pérdidas de presión de los lechos fijos. Las estimaciones de los mínimos espacios vacíos son hechos por la intensidad de la fluidización de sólidos granulares y la lentitud de como el flujo del gas se reduce a cero. En este camino los sólidos se arreglan gradualmente a una condición de densidad de lecho que puede ser considerada razonablemente cerrada al mínimo espacio vacío del lecho fluidizado.

Los valores de (ϵ_{mf}) son dados en la figura (2.1) para una variedad de materiales de esfericidad conocida. Estos valores están relacionados al diámetro de partícula D_p .

De una consideración de los datos de la figura (2.1) y el uso de la ecuación (2.3) es ahora evidente que la pura expansión del lecho no es suficiente para inducir la fluidización. Otro requisito es que los sólidos del lecho deben tener un mínimo de espacios libres (ϵ_{mf}) del lecho fluidizado.

Si los sólidos del lecho están por abajo de (ϵ_{mf}) , la expansión podrá continuar hasta el punto en que (ϵ_{mf}) es alcanzada. La dependencia de (ϵ_{mf}) sobre D_p y (ϕ_s) es esperada y puede ser cualitativamente aclarada de las partículas de superficie, energía de área y su afinidad al punto de fluidización inicial.

Siendo así que la ecuación (2.3) es totalmente satisfactoria para la estimación de G_{mf} , sin que puedan ser evaluados los valores de (ϕ_s) y (ϵ_{mf}) . Esto es especialmente cierto para los materiales en forma vesicular.

Las estimaciones de los espacios vacíos y densidad de partículas para estos materiales pronto nos llevan a grandes o pequeños errores. Estos errores resultan del hecho de que la porosidad es afectada por una proporción de espacios que pertenecen al interior de las partículas. Es-

tos espacios son por esto, no ordinariamente provechoso al flujo de fluido. Por esta razón la composición del lecho de partícula está dada por el producto:

$$\phi_s^2 \epsilon^3 / (1 - \epsilon)$$

que puede ser expresado para cualquier forma de partícula como una función de $(D_p G / \mu)$. Cuando esta función es substituída en la ecuación (2.3) resulta:

$$G_{mf} = 688 D_p^{1.32} \frac{[\rho_f (\rho_s - \rho_f)]^{0.94}}{\mu^{0.88}} \dots \dots \dots (2.4)$$

Si en esta ecuación D_p está expresada en pulgadas: (ρ_s) y (ρ_f) en lb/ft^3 y la viscosidad del fluido (μ) en centipoises, G_{mf} está dada en lb/ft^2 -hr. El caracter no dimensional de la ecuación resulta meramente de las unidades escogidas y la inclusión de g_c en la constante experimental.

La ecuación (2.4) está virtualmente basada en todos los datos de literatura aprovechable. Se aplica igualmente a los materiales vesiculares como a los no vesiculares. La densidad de los sólidos está determinada por un picnómetro, usando mercurio como fluido.

El diámetro de la partícula para una mezcla de partículas es calculada por:

$$D_p = \frac{1}{\sum X_n / d_n}$$

donde X_n es la fracción en peso individual de los componentes sólidos y d_n representa el tamaño medio geométrico de un corte, calculado por las aberturas adyacentes de un tamiz (cedazo).

Para el propósito de solución de problemas que involucra a los gases se encuentra conveniente el uso del monograma de la figura (2.3). La aplicación de la ecuación (2.4) es posible directamente a cualquier caso para el cual el valor resultante de

$$D_p G_{mf} / \mu < 5$$

Para números de Reynolds altos, los valores de G_{mf} pueden ser corregidos por el uso de la figura (2.2).

El procedimiento se puede describir con uno de los siguientes problemas:

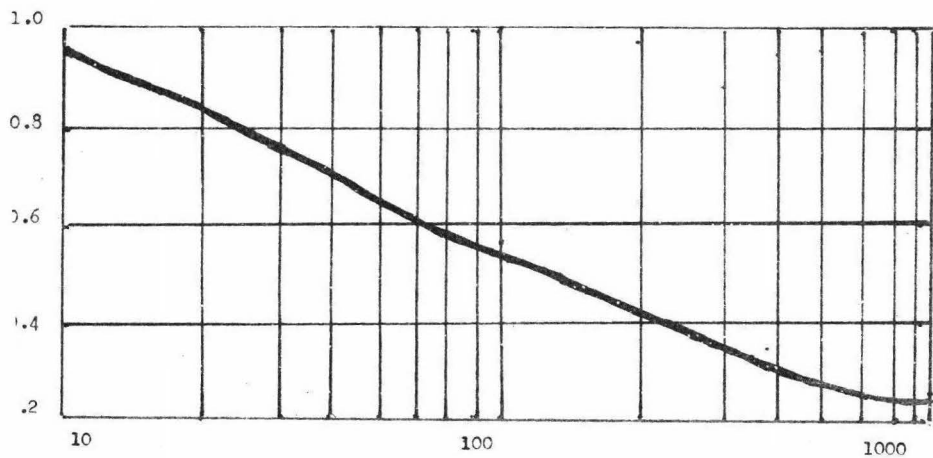
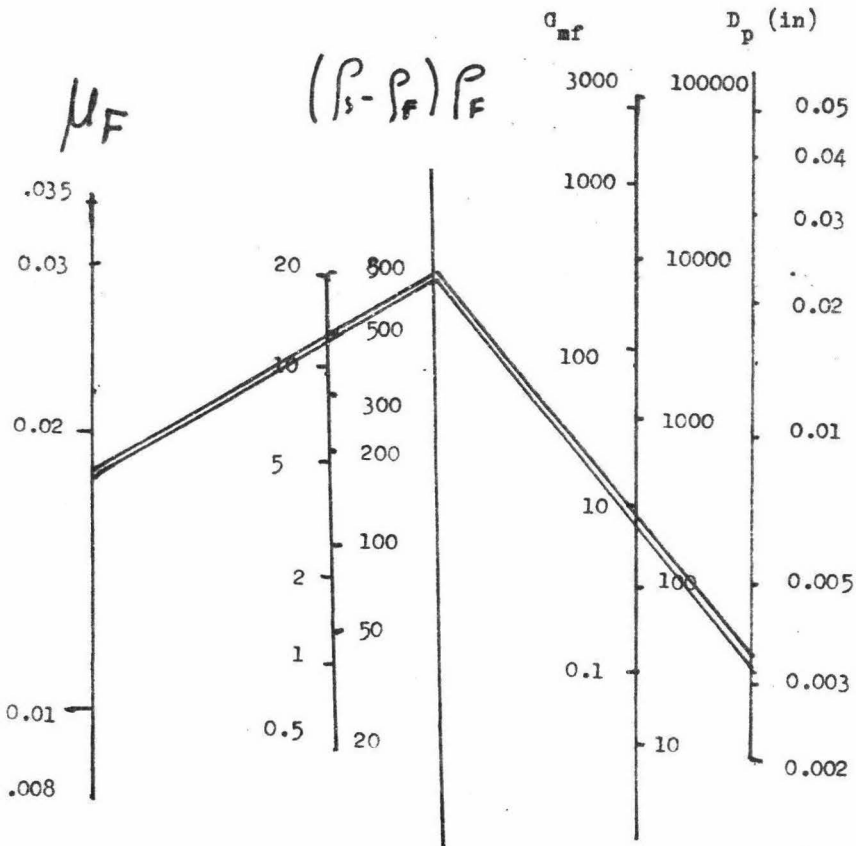


Figura (2.2). Gráfica del factor de corrección para G_{mf} donde V_R es alto.

Figura (2.3). Monograma utilizado para encontrar la masa velocidad del flujo de gas.

Las unidades de la masa velocidad G_{mf} son $lb/ft^2, hr$. Las densidades estan dadas en lb/ft^3 .

La viscosidad del fluido en centipoises.



Los datos en los cuales la ecuación (2.4) está basada son caracterizados por los siguientes límites experimentales:

$$\begin{aligned} D_p &= 0.205 && \text{a } 0.002 \text{ in.} \\ D_t &= 0.5 && \text{a } 6.000 \text{ in.} \\ \rho_F &= 0.0005 && \text{a } 62.3 \text{ lb/ft}^3. \\ \rho_s &= 70 && \text{a } 673 \text{ lb/ft}^3. \\ \mu &= 0.022 && \text{a } 2.42 \text{ lb/ft-hr.} \end{aligned}$$

Problema 1.—Una columna de 4 in D.I. está cargada con un catalizador granular de $D_p = 0.00430$ in. La altura del lecho es de 2 ft cuando es vaciado y prefluidizado. La forma de los sólidos es esférica y la densidad pícnométrica es 300 lb/ft^3 . Es fluidizada por una corriente de aire cuya densidad promedio es de 0.071 lb/ft^3 y la viscosidad es de 0.018 centipoises. Encontrar la masa velocidad mínima de fluidización.

SOLUCION.—Para resolver este problema utilizaremos el monograma de la figura 2.3. Primero encontramos el valor de:

$(\rho_s - \rho_F) \rho_F = (300 - 0.071)0.071 = 21.3$. En el monograma $G_{mf} = 20 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$. Para esta condición el N_{Re} :

$D_p G_{mf} / \mu = 0.164$. Sabemos que el N_{Re} es menor que 5, por lo que el factor de corrección no es requerido.

Problema 2.—Un lecho catalítico se intenta fluidizar con agua. El catalizador tiene una densidad de sólido de 100 lb/ft^3 y $D_p = 0.174$ in. Estimar el valor requerido de G_{mf} .

SOLUCION.—Se supone que $\mu = 1.0$ centipoises y $(\rho_F) = 62.3$. Usando la ecuación (2.4), la razón del fluido G_{mf} es encontrada como:

$G_{mf} = 42,200 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$. El $N_{Re} = (0.17 \times 42,200) / (12)(2.42) = 253$. Vemos que el N_{Re} es mucho mayor que 5, por lo que el valor de G_{mf} puede ser el correcto.

De la figura (2.2) el factor de corrección se encontró que es 0.375. Por lo que $G_{mf} = 42,200 \times 0.375 = 15,800 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$. Es interesante observar que este resultado está determinado sin el uso de cantidades tales como altura de la columna, diámetro y espacios vacíos de la misma.

Wilhelm y Kwauk fluidizaron un catalizador como el del ejemplo, en una columna con un diámetro de 6in en agua. Sus datos experimentales reportan un valor de G_{mf} de cerca $17,000 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$ lo cual checka favorablemente con el valor calculado.

2.3.—EXPANSION DE LECHOS FLUIDOS-SOLIDOS.

Como ya sabemos el estado de expansión de lechos sólidos puede ser rápidamente examinado por el uso de la ecuación (2.3). Se requiere simplemente evaluar los espacios vacíos del lecho de la altura de expansión y calcular $\xi^3 / (1 - \xi)$. Si el flujo de fluido en el lecho expandido está de acuerdo con la ecuación (2.3), una gráfica de $\log G$ vs $\log (1 - \xi) / \xi^3$ producirá una línea recta de pendiente $m = -1$.

Los datos extensivos pertenecen a gas y líquidos fluidizados, los sólidos pueden luego ser analizados. Los valores de la pendiente mostrados en la figura (2.4) son relacionados a diámetro de partícula. Los datos exhiben esencialmente dos brazos separados A y B los cuales parecen retirarse y acercarse al valor de -1 , cuando el diámetro de partícula excede un valor de cerca de 0.015 in.

Para todos los tamaños de partículas, los sólidos fluidizados con líquidos siguen la ecuación. Como quiera que sea, los sólidos fluidizados con gas exhiben progresivamente grandes desviaciones cuando decrece el diámetro de partícula. Hay mucha evidencia de que esta diferencia entre fluidización con gases y líquidos está relacionada con la homogeneidad de los espacios libres en el lecho.

Así esta diferencia puede ser otra expresión del ya mencionado comportamiento agregativo y particular de sistemas fluidizados.

De lo observado puramente visual, es bien conocido que el movimiento de partícula aparece más intenso en el gas que en los sistemas fluidizados con líquidos. Además considerando los sólidos fluidizados con gas, es también sabido que la agitación interna se incrementa como el diámetro de partícula disminuye.

De las varias interpretaciones ofrecidas con relación a las desviaciones, solamente la teoría de la floculación de Morse necesita ser mencionada. Morse supuso que la formación de complejos sólidos (compuestos de partículas simples) son hidrodinámicamente activas, razón por la cual las partículas son individuales.

Mientras esto puede explicar el rumbo de las desviaciones, es difícil de aceptar que los complejos pueden aumentar su tamaño, como un incremento en la velocidad del fluido.

Puede ser este concepto en algún sentido equivalente a un incremento en el estado de agregación del lecho.

Al evaluar la expansión del lecho para el diámetro del sólido D_p , - una de las primeras evaluaciones de G_{mf} se hace preferentemente por la ecuación (2.4). Después de eso (ϵ_{mf}) es estimada para el material para el cual una forma del valor del factor ha sido visualmente encontrada. Entonces usando las coordenadas logarítmicas G_{mf} es graficada Vs $(1 - \epsilon)/\epsilon^3$. De la figura (2.4), la pendiente m para las condiciones deseadas es encontrada. Entonces una línea recta de pendiente m es visualizada a través del punto de partida.

La línea mostrada en la figura (2.5) es terminada en la línea de fluidización. Obviamente, nos muestra la relación del flujo de masa con los respectivos valores de espacios vacíos del lecho (ϵ). La relación de la expansión esta determinada por :

$$R = (1 - \epsilon_{mf}) / (1 - \epsilon).$$

La correlación para la predicción de la expansión de los sistemas fluido-sólido es limitado. Para los espacios vacíos del lecho por encima del 65%, la columna fluidizada pasa rápidamente a heterogénea hasta que la dispersión de sólidos es realizada. Bajo estas condiciones las correlaciones se van hacia abajo. Los datos de expansión del lecho fluidizado actual revelar esta caída por una curva de la línea de fluidización o algunas veces en forma de S.

Para condiciones en donde el grueso de los espacios libres excede - el 65%, hay presente un método no seguro de predecir el comportamiento de la expansión. El remate del lecho puede variar considerablemente, por un fenómeno que está relacionado con el de agitación.

2.4 EFICIENCIA DE LA FLUIDIZACIÓN.

La examinación visual de los sistemas fluidizados con gas muestran que para una velocidad fijada, la convección de la corriente de sólidos en un lecho parece incrementarse en intensidad al disminuir el diámetro de partícula.

El movimiento de sólidos dentro del lecho es uno de los semblantes esenciales de la fluidización. Por esto la definición de una cantidad -

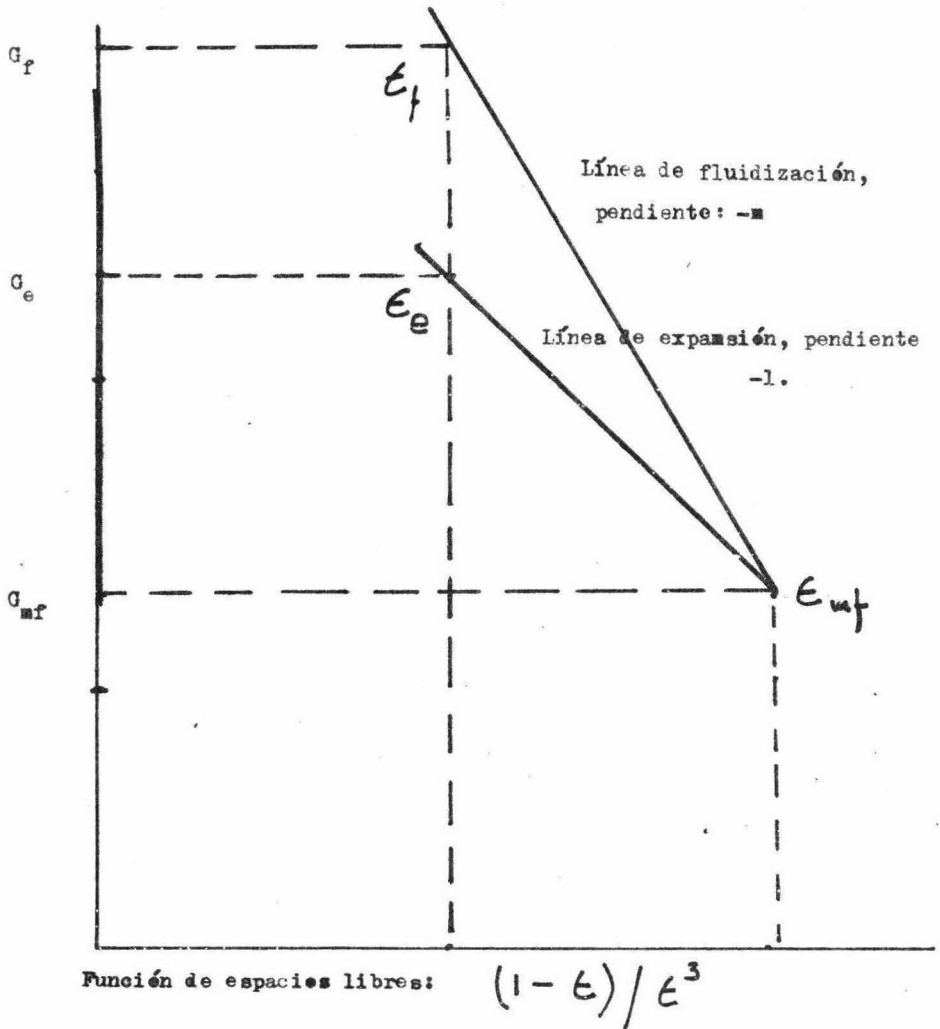


Figura (2.5). Como se afecta la velocidad de flujo en los espacios vacíos del lecho.

que puede tener una relación con la intensidad de la corriente de convección de sólidos es deseable.

La terminología escogida es poco más o menos desafortunada, porque la función no es realmente para describir en cualquier camino la intensidad de contacto entre sólido-fluido como podría desearse en cualquier instante.

En lugar de que la función se considere totalmente, como experimento sistemático, sabemos que está definitivamente indicada a toda la velocidad de los sólidos pasados por los confines de la pared y por todas las partes por donde pasa el fluido.

Pruebas sólidas del significado físico de la función eficiencia de la fluidización, es también presentada por correlaciones sucesivas, de virtualmente el repertorio entero de los datos, de transferencia de calor en la pared exterior del lecho fluidizado.

Podemos agregar que la línea de fluidización $G_{mf} - G_f$, figura (2.5) es terminada en una línea de expansión $G_{mf} - G_e$ a lo largo de la línea de fluidización en donde los valores de los espacios libres en términos de la función $(1 - \epsilon)/\epsilon^3$, han sido relatados con valores de operación de masa velocidad del fluido del lecho. Entonces estas masas velocidades expanden el lecho y ponen en movimiento el conjunto de partículas.

A lo largo de la línea de expansión $G_{mf} - G_e$, como quiera que sea, tales valores de la masa velocidad del gas son relacionados a los espacios libres (ϵ). Estas velocidades meramente expanden el lecho y no al conjunto de partículas en movimiento.

Obviamente la expansión de la línea será de pendiente $m = -1$: y está de acuerdo con el comportamiento de flujo en el lecho fijo. Además las pérdidas de presión atendiendo a los flujos G_f y G_e pueden ser el mismo. Con base en esto la eficiencia de la fluidización puede definirse como:

$$\eta = (G_f - G_e)/G_f.$$

El método gráfico es satisfactorio a los valores dados de (η) para el rango de tamaños como está indicado en la figura (2.4). Las correlaciones generalizadas para obtener la eficiencia en términos de D_p y la masa velocidad reducida son dadas como quiera que sea.

Por definición la masa velocidad reducida es la razón de la masa - velocidad de operación G_p a la masa velocidad de mínima fluidización G_{mf} .

Una breve descripción referente a la eficiencia de la fluidización está presentada aquí porque las velocidades de partícula a lo largo de la pared del lecho, también como los coeficientes de transferencia de calor entre el lecho y la pared, son prontamente relacionados a la eficiencia de la fluidización.

2.5 EXPANSION DEL LECHO LIQUIDO-SOLIDO.

La ecuación (2.3) nos describe la expansión de los sistemas líquido sólido sobre un espacio libre con un 80% de asperesa. Para espacios libres en exceso de este valor substancial podrán introducirse errores si la ecuación (2.3) es usada. Además puede recordarse que esta aplicación se restringe a condiciones para flujo laminar. Algunos estudios teóricos y semiteóricos han sido sugeridos permitiendo la evaluación de la altura de los lechos expandidos en los elevados rangos de espacios libres. Como quiera que sea, desde el punto de vista de la Ingeniería práctica, de todos los desarrollos, el trabajo de Richardson Y Zaki (35), es de los más usados. En las bases de una examinación de un gran repertorio de datos, han encontrado que las líneas rectas resultan cuando el N_{Re} es graficado contra el logaritmo de los espacios libres del lecho.

Además las pendientes de las líneas son dependientes del rango del N_{Re} y otras cantidades como sigue:

$$\text{Para el rango } 0.2 < N_{Re} < 1 \quad \eta = \frac{(4.35 + 17.5 \frac{D_p}{D_t})}{N_{Re}^{0.03}}$$

$$\text{Para el rango } 1 < N_{Re} < 200 \quad \eta = \frac{4.35 + 18 \frac{D_p}{D_t}}{N_{Re}^{0.1}}$$

$$\text{Para el rango } 200 < N_{Re} < 500 \quad \eta = \frac{4.45}{N_{Re}^{0.1}}$$

Cuando el número de Reynolds es mayor que 500, la pendiente (η) es constante e igual a 2.39.

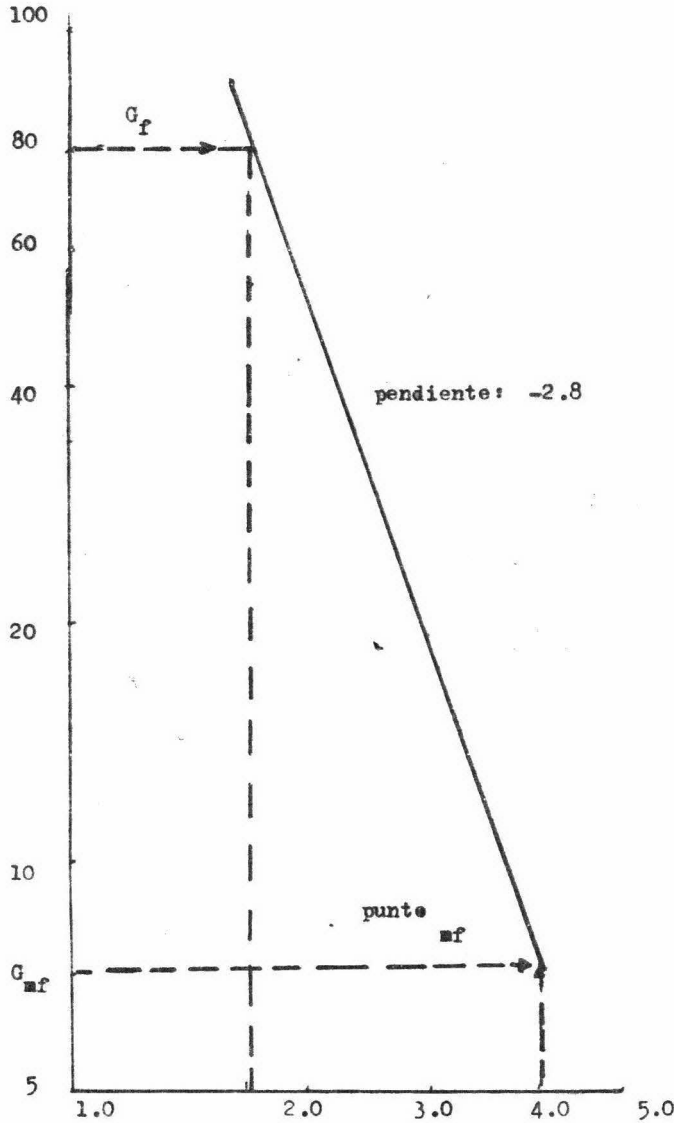
Problema 3.—Una vasija de fluidización de 4.0 in D. I., es cargada con 2.355 gramos de arena de $D_p = 0.0031$ in, y dan una columna de 0.786 ft de altura. El lecho es fluidizado con aire a una masa velocidad de $77 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$. La temperatura y presión del sistema son 76°F y 740 mm . respectivamente. La gravedad específica de la arena es de 2.65. Encontrar la altura del lecho expandido.

SOLUCION.—La densidad del gas (ρ_g) correcta a 76°F y 740 mm es igual a 0.0720 lb/ft^3 . Usando el monograma de la figura (2.3) Para obtener la G_{mf} . Entonces $(\rho_s - \rho_g) \rho_g = 11.9$. Suponiendo $(\mu) = 0.018$ centipoises Entonces $G_{mf} = 7.0 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$. El N_{Re} modificado = 0.00075 . Por lo que G_{mf} necesita corrección. Sabemos que es un granulo redondo, el espacio libre es $(\epsilon) = 0.50$ encontrado en la figura (2.1). Entonces $(1 - \epsilon) \epsilon^3 = 4.0$. Con estas dos coordenadas, el punto mf es analizado en la figura (2.6). De la figura 2.4, $m = 2.8$. Esta pendiente nos permite dibujar la línea de fluidización como se muestra en la figura (2.6). Con una masa velocidad del aire de $77 \text{ lb/ft}^2\text{-hr}$, la línea de fluidización en la figura (2.6) produce un valor de la función: $(1 - \epsilon) / \epsilon^3 = 1.72$. Por lo que los espacios libres $(\epsilon) = 0.61$. La razón de expansión del lecho:

$$R = (1 - \epsilon_{mf}) / (1 - \epsilon) = 1.28$$

La altura del lecho calculada de los valores de (ϵ_{mf}) es como sigue: Peso del lecho = $2.355/453 = 5.2 \text{ lb}$. Con una densidad aparente de 82.5 lb/ft^3 , el volumen es 0.0622 ft^3 . Sabemos que la sección en cruz de la columna es de 0.087 ft^2 , la altura del lecho expandido es $0.715 \text{ ft} \times 1.28 = 0.915 \text{ ft}$.

Esto está de acuerdo con un valor experimental de 0.943 ft .



Función de espacios vacíos: $(1 - \epsilon) / \epsilon^3$

Figura (2.6) . Relación de espacios vacíos (ϵ) para el problema (3).

CAPITULO III

COMPORTAMIENTO DEL FLUJO EN SISTEMAS FLUIDIZADOS.

3.1 CONDICIONES PARA FLUIDIZACION.

Las características de los estados fluidizados y los requisitos para su ejecución vienen aparentemente de las siguientes consideraciones: Sea la figura (3.1) una representación de una columna de sección en cruz igual a la unidad. La columna está cargada con material granular de tamaño de partícula uniforme y densidad también uniforme, con una forma esférica también verdadera.

Los sólidos son soportados en un disco poroso. La tapa de la columna es cerrada a la atmósfera y el gas es admitido de la parte inferior del disco. Se supone que la pérdida de presión a través del disco es despreciable. Entonces la presión atmosférica por encima de la entrada de gas es también una medida de la pérdida de presión a través de la columna.

Un estado de equilibrio prevalecerá en el sistema cuando para cualquier diferencial de estratos (capas de rocas), el gradiente del peso que actúa hacia abajo está precisamente balanceado por el gradiente de presión del gas que actúa hacia arriba. Integrando sobre la altura del lecho entero, el gradiente de pérdida de presión puede ser expresado por la siguiente ecuación:

$$\frac{\Delta P_t}{L} = (1 - \epsilon) (\rho_s - \rho_f) \dots\dots\dots (3.1)$$

Obviamente esta condición podrá ocurrir a una velocidad de fluido definitiva, lo cual es característico de los sólidos y líquidos escogidos. En este caso el lecho se mantiene fijo. Si la razón del fluido es incrementada más allá de este valor especial, la configuración del lecho variará de un modo tal que se mantendrá constante el gradiente de presión. Es este grado de libertad el que fundamentalmente distingue el sistema fluidizado del lecho fijo. Entonces la expansión del lecho es una condición necesaria para interpretar el sistema fluidizado. Pero como se verá más adelante no es un medio que nos proporcione una condición suficiente.

Supongamos que el lecho de sólidos estuvo expandido, así que su espacio vacío es igual (ϵ_e). Esta condición está representada por la figura (3.2a). Como las velocidades del fluido son incrementos al valor G_{mf} , la pérdida de presión se mantiene constante.

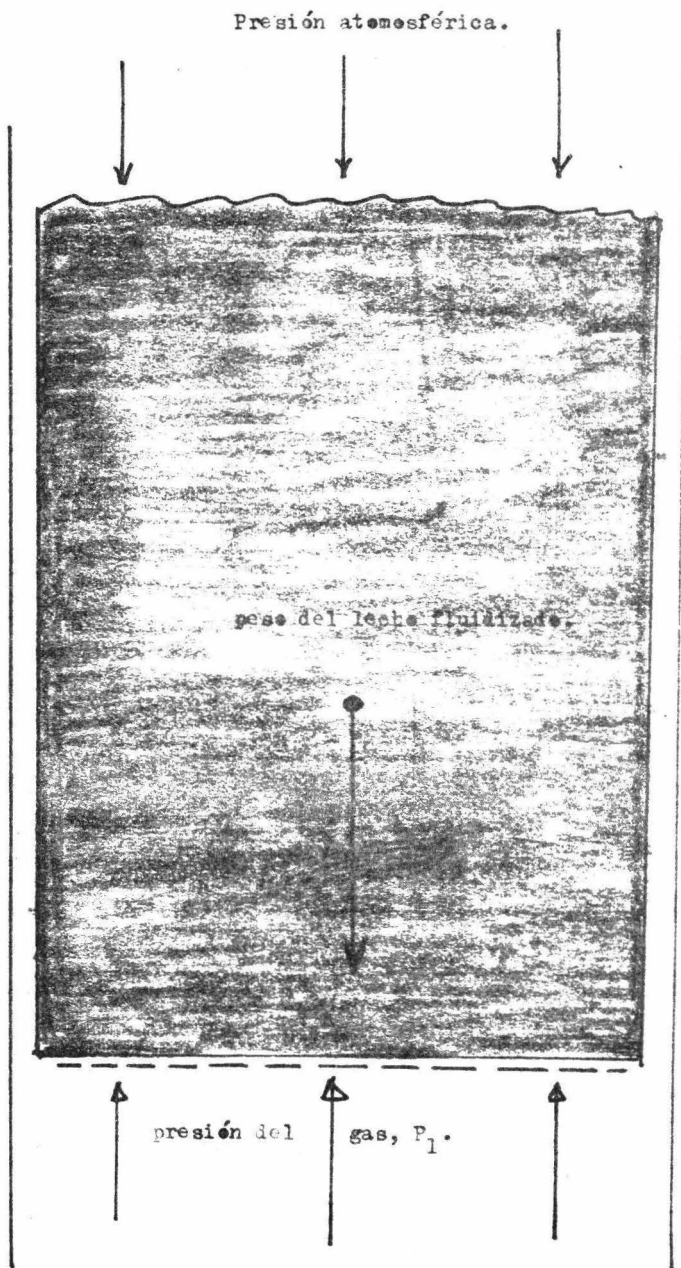


Figura (3.1). Fuerzas en la carga fluidizada.



QUÍMICA

La parte vacía del lecho (ver la figura 3.2b) se incrementará a valores mínimos del fluido (ϵ_{mf}).

Arriba de este punto la columna de sólidos fue expandida, sin impartir un movimiento determinado a las partículas.

Como quiera que sea la parte vacía (ϵ_{mf}), las partículas se han mantenido desunidas lo suficientemente una de la otra para permitir el movimiento incipiente de partícula. Este es importante ya que son señales del principio de fluidización.

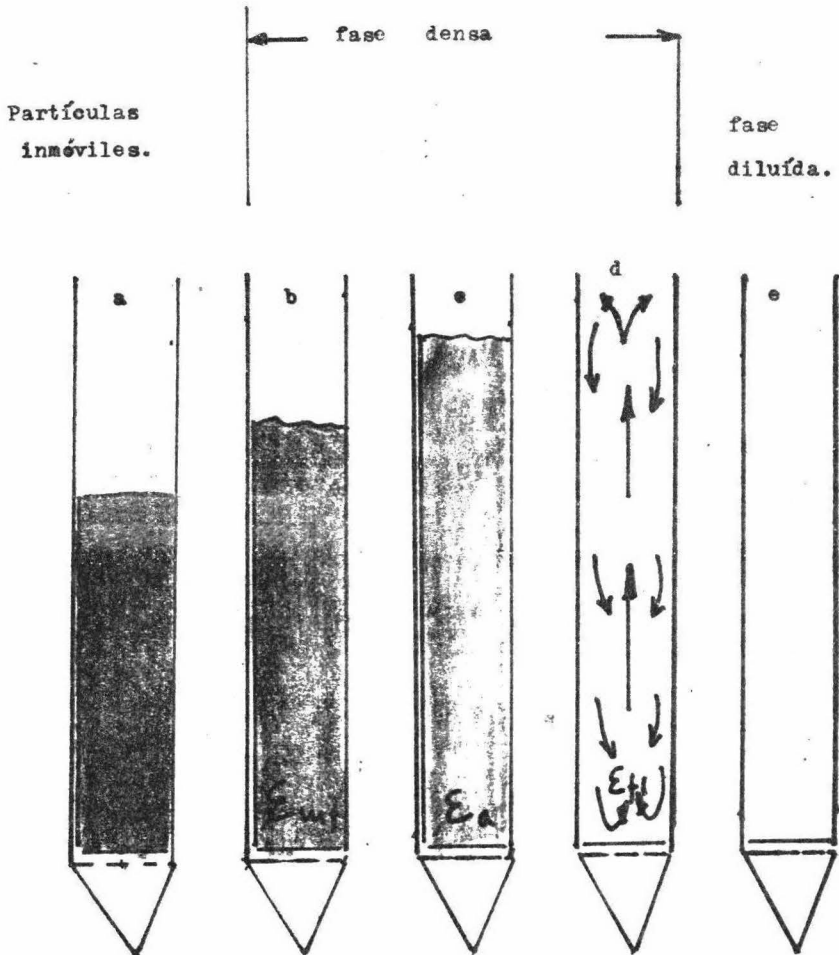
El valor (ϵ_{mf}) ha sido determinado como fluido mínimo en el espacio vacío o máxima densidad del fluido en el lecho. Es un concepto importante para entender la relación entre la forma de la partícula y el principio de fluidización. La condición para que el lecho de arena en movimiento se encuentre en reposo como se ilustra en la figura (3.2c) puede ser considerada equivalente a la condición de un lecho, o ligeramente por encima del espacio vacío (ϵ_{mf}). Para fuertes incrementos en la velocidad del fluido G_p , el lecho de sólidos continúa en expansión y el movimiento de partícula interna viene más intenso. Esta es una condición general en la operación del estado fluidizado.

Los estudios de flujo de calor a través de las paredes de los lechos fluidizados nos indican que los coeficientes son grandemente influenciados por el patrón de movimiento y velocidad de las partículas. Lo más frecuentemente observado es que los sólidos se mueven como en el modelo describiendo un pequeño diámetro en el equipo de fluidización hacia abajo como en un movimiento violento de onda, mientras que en el centro de la columna se observa un ascenso general de sólidos. Por lo tanto se ven los sólidos moverse en "u" en la base de la columna. También hay evidencia de movimiento lateral fuerte por encima del lecho. Esto es especialmente cierto para vasijas de diámetro grande. En las vasijas, los movimientos coordinados verticalmente son modificados por la interferencia horizontal de las componentes de la velocidad.

Por arriba del flujo G_{f_1} , los sólidos han formado un lecho de fase densa. Una interfase definida entre el lecho fluidizado y la fase gase está aparentemente por arriba. Como la velocidad G_{f_1} es aproximada y sigue los pasos de la velocidad terminal de las partículas, los sólidos son llevados hacia arriba en la corriente del gas.

Figura (3.2). Etapas progresivas durante la fluidización.

- (a) Masa velocidad del fluido.
- (b) Velocidad en la fluidización mínima.
- (c) Velocidad del estado inmóvil.
- (d) Velocidad en el primer pase de la fluidización.
- (e) Velocidad en la fluidización completa.



La interfase entre lecho y fase gas tiende a desaparecer. Bajo tales condiciones se muestra en la figura (3.2e), una nueva fase que es la fluidizada dispersa. Esto es algo conocido como la fase diluida. Las transiciones decaídas fueron estudiadas experimentalmente por Wilhelm y Vallantine (42), así como por Zenz.

3.2 DESVIACIONES DEL SISTEMA IDEAL.

Así como se ha limitado a que puede ser llamado un sistema ideal cuando tiene partículas y propiedades de fluido ideales, también al sistema operado sin perturbaciones de ningún tipo, se conoce como "sistema ideal". En la práctica actual las desviaciones del comportamiento ideal son completamente comunes. Un entendimiento de este fenómeno anormal y su relación con el estado fluidizado en general son importantes. Estos fenómenos vienen aparentemente de las siguientes consideraciones:

3.3 COMO SE DISPERSAN LAS PARTICULAS.

Sea el lecho fijo de la figura (3.2), en donde se tiene la parte vacía (ϵ_c), por virtud de la contra gravedad del flujo de fluido que se expande de (ϵ_a) a (ϵ_{up}). Dependiendo del carácter del sistema (en particular del fluido), el lecho expandido resultante será también del tipo agregativo o particular.

La fluidización agregativa nos define una condición de coexistencia de la fase densa y diluida en la misma columna. Entonces un lecho fluidizado agregativo es esencialmente heterogéneo. La fluidización particulada por otra parte, se refiere a un estado donde las partículas se encuentran uniformemente distribuidas en la columna, por lo que también se le conoce como fluidización homogénea.

Generalmente hablando la fluidización agregativa es usualmente encontrada con sistemas sólido-gas. No obstante casos de tales sistemas se sabe que tienden a fluidizarse más particularmente en algunos sistemas sólido-líquido. La fluidización posterior es predominantemente homogénea excepto en casos de grandes diferencias de densidades entre sólidos y líquidos. La ilustración (3.3) nos muestra que la suspensión dispersada es rechazada en ambos casos como las velocidades de fluido cuando se incrementan sin ninguna coordinación.

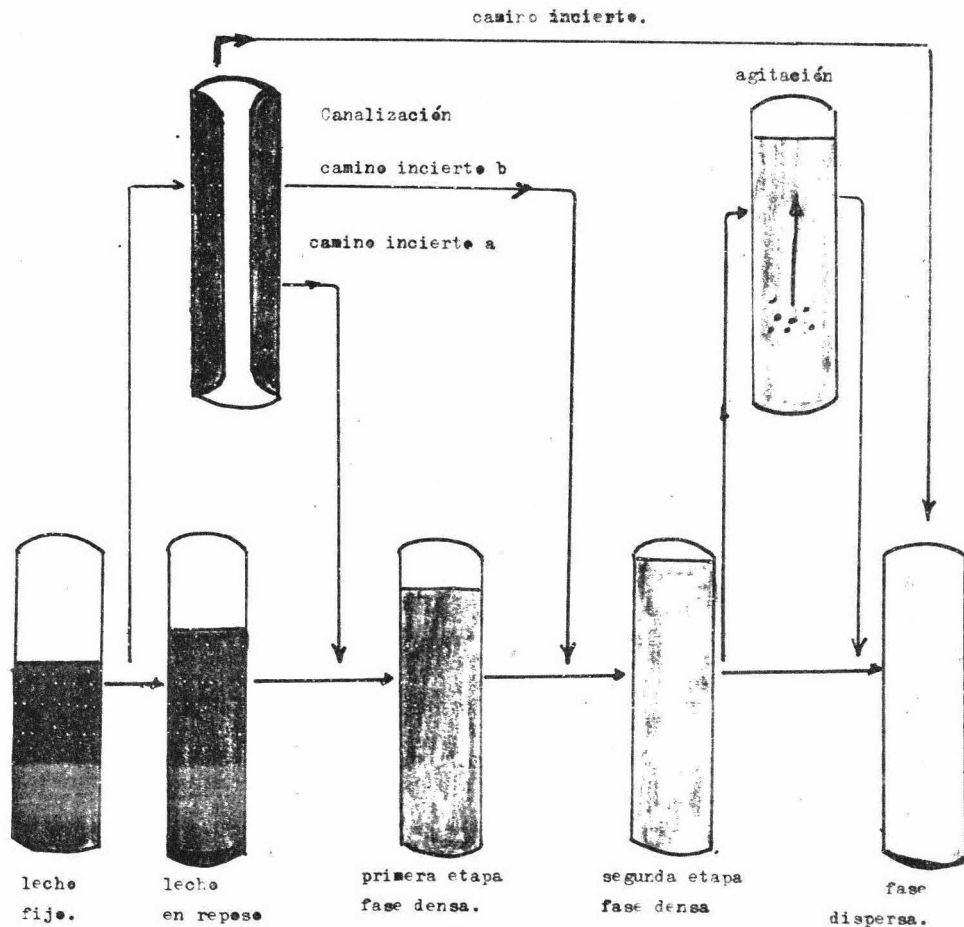


Figura (3.3). Canalización y agitación, desviaciones comunes del comportamiento ideal.

3.4 FLUIDIZACION IDEAL.

La fluidización no puede considerarse como una consecuencia de la expansión del lecho. Muchas veces los sólidos compactados de este tipo se conducen con una común irregularidad.

Para sólidos, los cuales tienden a fluidizarse casi idealmente, el diagrama para pérdidas de presión del flujo es del tipo indicado por la figura (3.4a). De este modo en el punto a, el lecho está fijo, de aquí comienza a expandirse y la pérdida de presión es precisamente igual al peso del gradiente del lecho. Otro requisito para los sólidos de este tipo es que en el lecho debe haber la mínima parte vacía del fluido. Como quiera que sea las condiciones indicadas por la figura (3.4a) son raramente realizadas. Frecuentemente el lecho fijo puede ser más pequeño que (ϵ_{mf}) , por esto, la fluidización no puede considerarse como una consecuencia de la expansión del lecho.

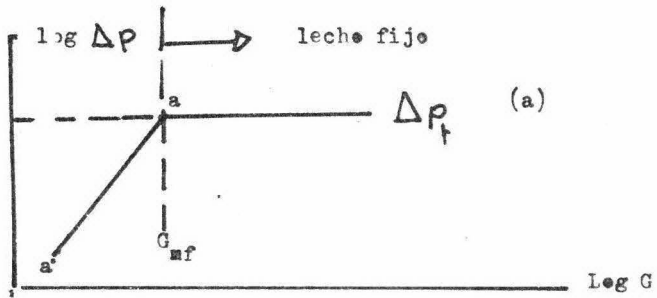
3.5 CANALIZACION EN LOS LECHOS GRANULARES.

El lecho fijo en el espacio vacío (ϵ_e) puede no expandirse uniformemente al espacio vacío requerido (ϵ_{mf}). De este modo puede inicialmente abandonarse a una fluidización uniforme. En vez de que el fluido pueda seleccionar ciertos caminos imprecisos a través del lecho como se muestra en la figura (3.3). El residuo de lecho se coloca a la izquierda sin contacto.

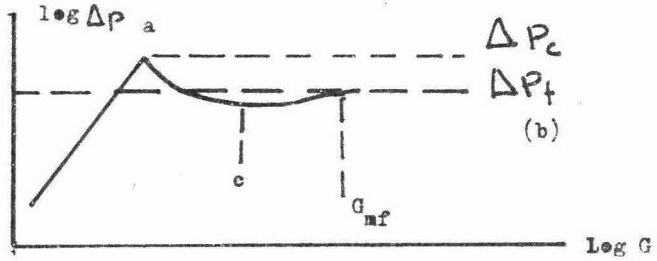
De la distribución del flujo no homogéneo en un reactor de sección en cruz, es luego claro que la canalización es una serie de perturbaciones. Esto es primeramente causado por el tipo de sólidos empleados. También las características del equipo tales como la entrada de un gas y los artificios de distribución y la razón de la altura y diámetro del lecho pueden tener una relación con el fenómeno de canalización.

Los fenómenos de canalización son encontrados en pequeña escala o también en gran escala en lo que se refiere al equipo. Las causas del fenómeno de canalización son pobremente entendidas. Por lo tanto, está claro que varias dificultades por arriba de esta escala puedan surgir cuando los sistemas con tendencias a la canalización están por sufrir éste fenómeno.

FLUIDIZACION IDFAL.



CAFALIZACION MEDIA



CAFALIZACION SEVIRA

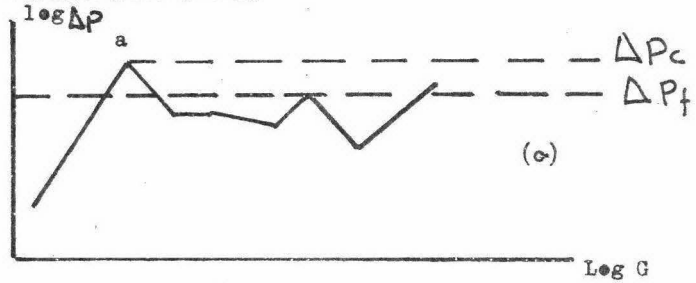
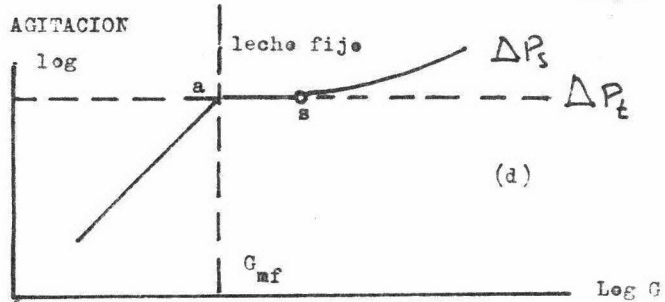


Figura (3.4)

AGITACION



Desde el punto de vista del desarrollo de un proceso, la canalización es muy perjudicial. Bajo esta condición los espacios, velocidad, eficiencias generales de contacto y características de transferencia de calor vienen grandemente oscurecidas (es decir que no se encuentran bien definidas).

Además en los lechos que despliegan canalización el perfil de temperatura puede venir muy errático. Esto obviamente tiene un efecto en la actividad catalítica, su duración y desde luego en la economía entera del proceso.

Generalmente hablando la canalización se encuentra más frecuentemente en los sistemas gas-sólido. Según parece la canalización prevalece más cerca del punto de fluidización incipiente. Un camino para prevenir o minimizar la canalización es operar el lecho a una masa velocidad del fluido tan alta como sea posible. Otros medios de minimizar la canalización pertenece a los artificios de la distribución de los gases, inserción de baffles y equipo similar.

Análíticamente las características de la canalización de un sistema son realmente demostradas por un diagrama de pérdida de presión de un sistema, la figura (3.4b) representa uno de tales casos. En lugar de comenzar a fluidización con un espacio vacío (ϵ_{mf}) y exhibiendo esencialmente la pérdida de presión calculada teóricamente (ΔP_z), un valor (ΔP) en exceso de la teoría, es observada en la expansión inicial del lecho.

Después de esto la pérdida de la presión a través de un punto es mínima. Si las relaciones de flujo son bastante grandes, como para aca - bar con los canales, la fluidización puede ser normal. Los caminos mostrados en la figura (3.3) indican que la fluidización tiene que pasar por el estado de reposo.

Dependiendo de la severidad de las características de canalización del sólido, esta fluidización retardada puede ocurrir. En lugar de que el sistema pueda pasar directamente al estado de la suspensión dispersa, del flujo para éste caso se indica en la figura (3.4c).

3.6 AGITACION EN LECHOS GRANULARES.

Otras perturbaciones encontradas frecuentemente son conocidas como

"sacudimientos". Definen una condición en la cual los gases se juntan a las burbujas del orden de magnitud del diámetro de la vasija. Por virtud de su tamaño, las burbujas son fuertemente obligadas al golpeo de los sólidos granulares avanzando y subiendo por la vasija. En su paso hacia arriba los sólidos tienden a romperse. De este modo la suspensión dispersada comienza a formarse.

La agitación está principalmente limitada a un pequeño diámetro del equipo de considerable altura. Los efectos son diferentes a los producidos por la canalización.

Sabemos que los fenómenos "canalizados" y "agitados" no son causados inicialmente por los sólidos, un lecho puede empezar a fluidizarse normalmente. En seguida las velocidades del gas son elevadas motivando la agitación del lecho. Esto indicado por la posición que ocupa la agitación en relación a otros fenómenos de fluidización como se muestra en la figura (3.3). Obviamente una relación de fluido incrementada, más allá de la agitación da lugar a la fase dispersa.

La agitación presenta problemas para el estudio del desarrollo de procesos por varias razones. Primero hay un efecto sobre el espacio velocidad y por lo tanto un contratiempo. Según hay restricciones de ciertas facultades como la transferencia de calor, estabilidad en las colisiones en los mecanismos catalíticos.

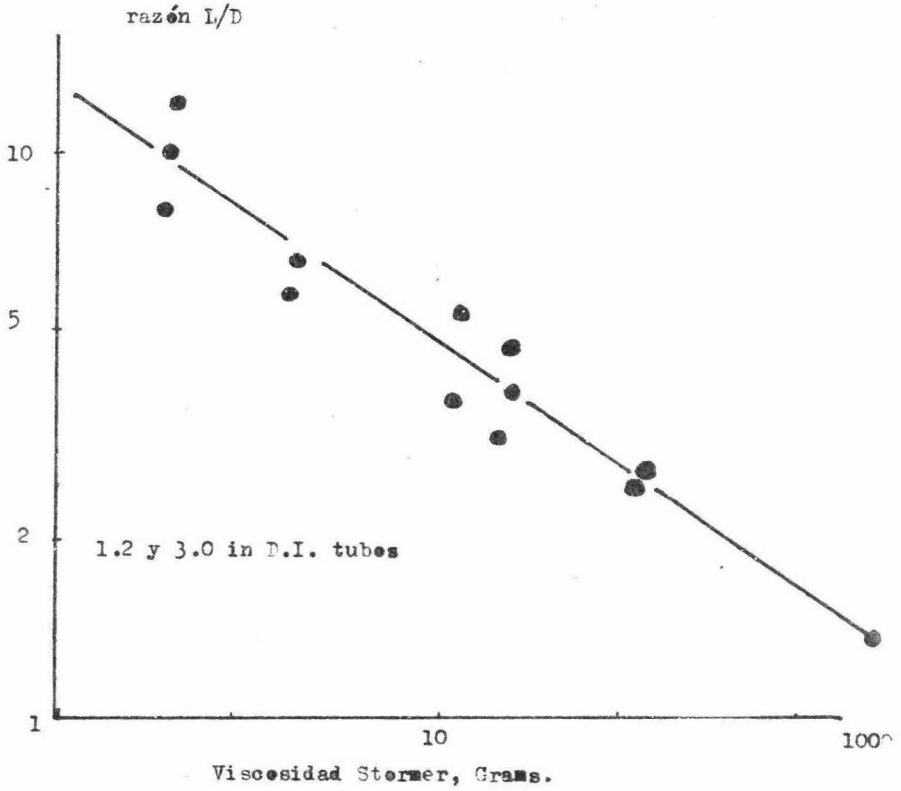
El uso de baffles diseñados especialmente han sido de utilidad para minimizar el efecto de agitación en pequeñas plantas piloto.

Analíticamente las características de agitación de un sistema son también indicadas por los diagramas de pérdidas de presión de flujo, figura (3.4d). La fluidización normal ocurre inicialmente arriba del mínimo espacio vacío del lecho fluidizado. Luego la pérdida de presión se mantiene constante, cerca del valor teórico. Después de este punto la pérdida de presión aumenta. Este incremento es causado por la fricción en las paredes.

3.7 FORMACION DE LA FLUIDIZACION.

La importancia del acabado uniforme de la dispersión de sólidos fluidos, puede ser reconocida rápidamente. Los primeros intentos fueron describir cualitativamente la fluidización por varias observaciones. Fueron también subjetivas y resultaron satisfactorias.

Figura (3.5). Razón límite para flujo libre de agitación.



La clasificación agregativa en particular derivada principalmente de la observación visual, es algunas veces mejor. Sabemos que el estado particular puede ser definido radicalmente y reproducido más o menos satisfactoriamente donde se mantiene simplemente la tarea de ir conociendo de las varias formas de agregación.

Un avance significativo al respecto fue hecho por la introducción de un instrumento de capacidad eléctrica por Morse y Ballou (33). Las series de medidas de capacidad sistemática nos revelan los sonidos producidos por las partículas y la uniformidad del lecho fluidizado la cual es independiente de la distribución del tamaño de partícula, velocidad del gas, altura del lecho y más que nada de la razón de la altura y el diámetro del lecho.

3.8 VISCOSIDAD EN FASE DENSA.

Los sólidos fluidizados han sido frecuentemente comparados a los líquidos. De aquí que es sugestivo atribuir comportamientos viscosos a tales sistemas. Como Matheson ha apuntado, las medidas con los viscosímetros de Sterner modificados no han realmente redituado verdaderos datos de viscosidad.

La razón es que en las fuerzas del fluido hay componentes de velocidad indeseables para la aceleración de partículas y fuerzas de fricción entre ellas.

Con todo eso las medidas con el viscosímetro de Sterner no han podido alcanzar conclusiones significantes con relación a las anticipadas composiciones de los sistemas fluidizados.

Entre otros factores pueden ser los mostrados en la figura (3.5) donde la razón de altura y el diámetro, conociendo los efectos de agitación, podrán también influenciar en la viscosidad. Similarmente la distribución en el tamaño de la carga es un factor definitivo.

3.9 RAZON LIMITE PARA FLUJO LIBRE DE AGITACION.

Una serie de interesantes pruebas fueron también reportadas por Kramers. Sus pruebas indican que la uniformidad en la fluidización, como reflejadas por la viscosidad, es una función de altura del lecho.

Este corrobora las conclusiones de Merse y Ballou (33) quienes usaron medidas de capacitometría.

Las propiedades del flujo de la catálisis fluidizada han sido relacionadas por Dickman y Forsythe (11) a la viscosidad del leche. Generalmente encontraron que las propiedades del flujo de tales catalizadores fueron mejores cuando la viscosidad se incrementaba un poco. Encontraron que a altas densidades y partículas grandes la influencia de las propiedades del flujo eran adversas.

Hay muchas otras propiedades de partículas y leches de partículas - cuya influencia en las propiedades del flujo y por lo tanto en las características de la fluidización son notables. Podemos mencionar en esta conexión solamente características de superficie.

Virtualmente los datos no cuantitativos son ventajosos en los efectos de superficies características. Primeramente la dureza de la partícula y su forma, las cuales son relacionadas inherentemente. Este es, no están todavía definidas lo suficiente para que se tomen muy en cuenta.

Muy poca atención se le ha dado a la naturaleza y aspecto de las fuerzas electrostáticas. En los estudios de fluidización estos fenómenos han sido frecuentemente citados como afectables a la investigación. Indudablemente muchos datos reportados en la literatura son afectados por estas dificultades. Fue encontrado especialmente pensarse en estudios de levigación, (proceso por medio del cual una sustancia es reducida a polvo muy fino). Aquí muchos de los materiales procesados fueron frecuentemente encontrados en las zonas superiores de la parte desocupada de la vasija. Estamos convencidos de que protegiendo el fondo del aparato con material aislante a las fuerzas electrostáticas y controlando la humedad de entrada del gas fluidizante pueden posiblemente eliminarse estos fenómenos electrostáticos.

CAPITULO IV

DISEÑO DEL REACTOR.

4.1 DISEÑO DEL REACTOR

Las figuras (4.1) y (4.2) ilustran esquemáticamente la relación del diagrama de fases con una de las principales unidades catalíticas, formada por dos recipientes unidos lateralmente, y con un diseño de la unidad Orthoflow (1*). En los dos tipos de unidades, los valores del aceite introducido, arrastran partículas de catalizador caliente regenerado, de 20-180 micras de diámetro, en una tubería de transporte de fase diluida al lecho fluidizado en el reactor. El gas introducido se desintegra en componentes más ligeros, deja un depósito carbonáceo en el catalizador y pasa del reactor al sistema de recuperación. El catalizador recubierto de carbón, frío, pasa del reactor al regenerador por un tubo vertical. El lecho del generador se fluidiza con una corriente de aire precalentado que quema el carbón depositado sobre el catalizador. El catalizador regenerado caliente vuelve a circular al reactor por arrastre de los vapores del aceite de alimentación.

La aplicación de los procesos de fluidización en la industria del petróleo representa hasta la fecha el mayor campo de utilización de esta operación llamada unitaria. En realidad, la mayor parte de la investigación pura y aplicada del comportamiento de fluido-sólidos ha surgido específicamente de las operaciones de cracking catalítico en las que se tropieza con casi todas las regiones del fluido-sólidos en dos fases. Una indicación de la relación entre los caracteres del flujo y del diseño material de la planta, se da en las figuras (4.1) y (4.2), al señalar las regiones específicas en los recipientes del proceso en relación con los puntos correspondientes en el diagrama de fases generalizados. Ciertas regiones del diagrama de fases, que no dependen específicamente de la fluidización, han sido descritas por Zenz (12*) con más detalles en la revisión de los datos experimentales que les sirven de base.

En las industrias de proceso metalúrgico nunca se han presentado muchos de los problemas a que hay que enfrentarse en las aplicaciones de esta nueva operación unitaria al petróleo. Por ejemplo: la introducción de mineral o piedra caliza en reactores de fluido-sólidos se realiza directamente por alimentador helicoidal o con papillas líquidas muy densas; no se necesita el paso de regeneración y la transferencia concomitante de sólidos de un recipiente a otro. Las figuras (4.3) y (4.6) ilustran

gas de los
conductos de humo

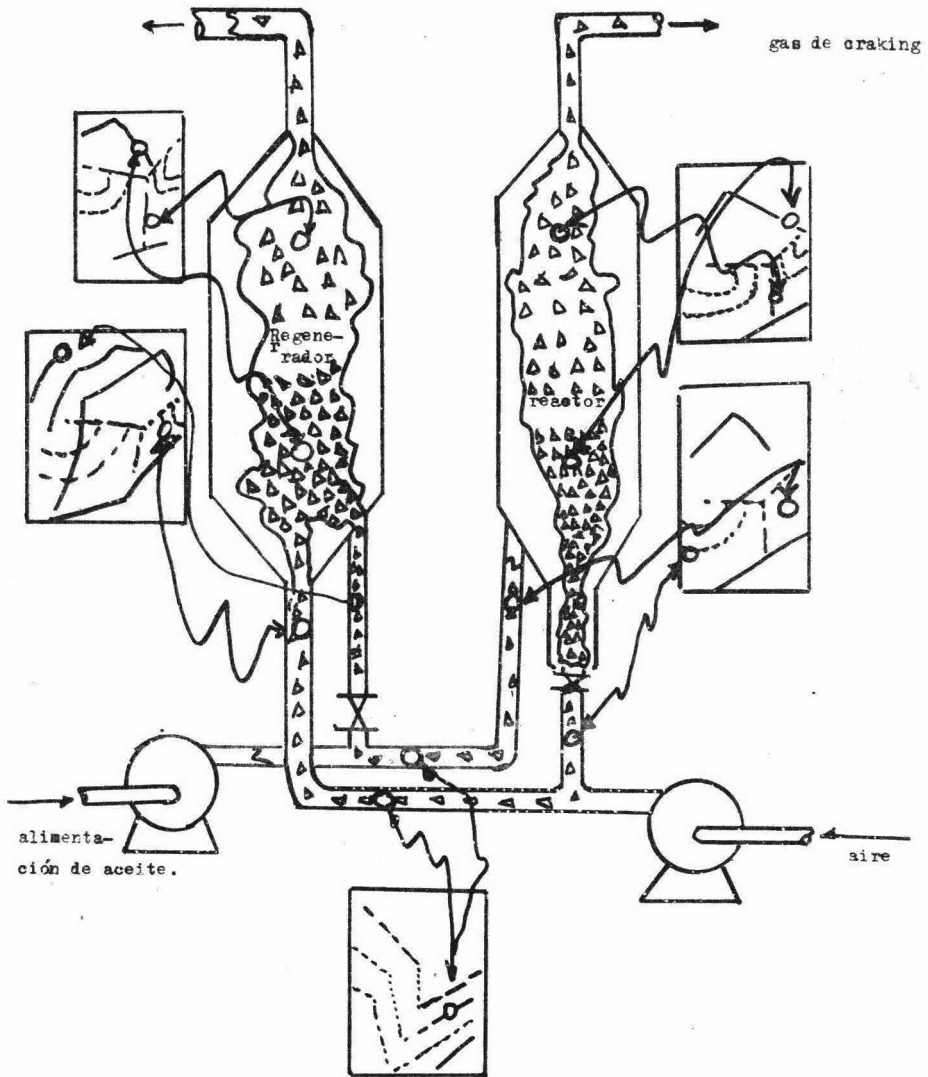


Figura (4.1) Diagrama de fases en el cracking catalítico fluido.

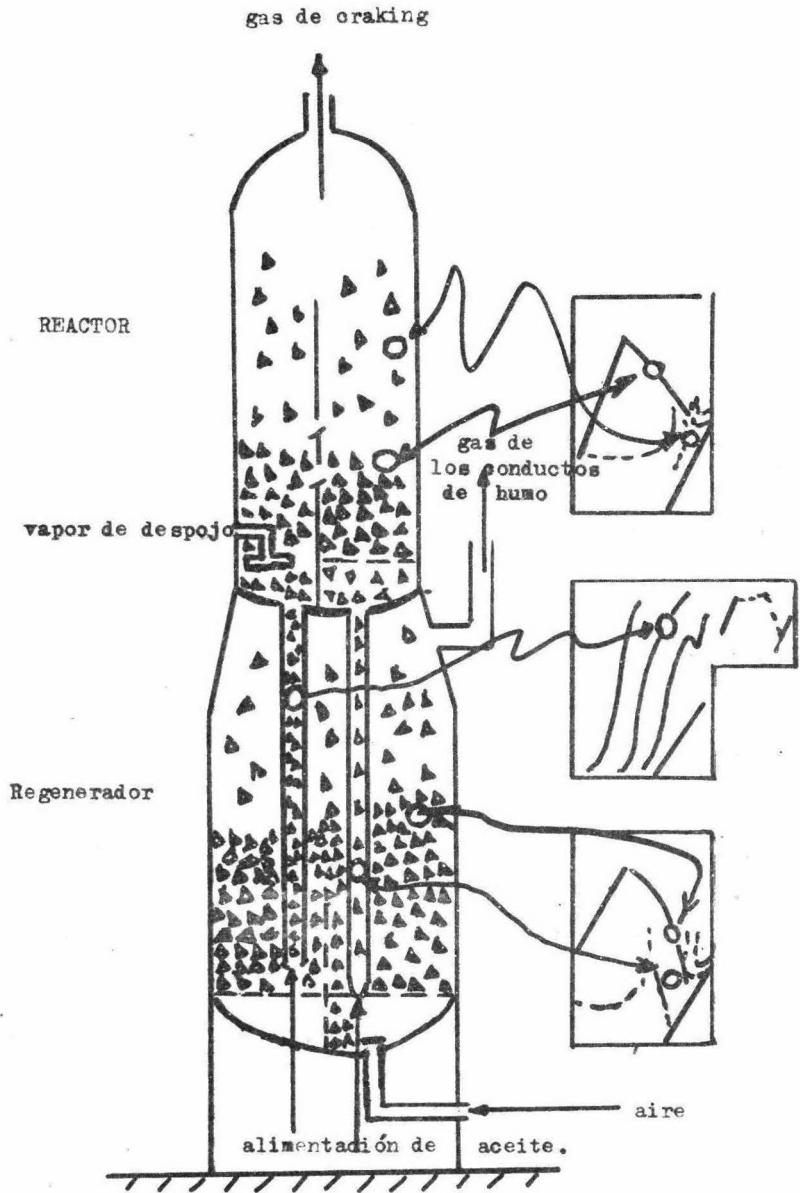


Figura (4.2). El diagrama de fases en la unidad de craking fluido Orthoflow.

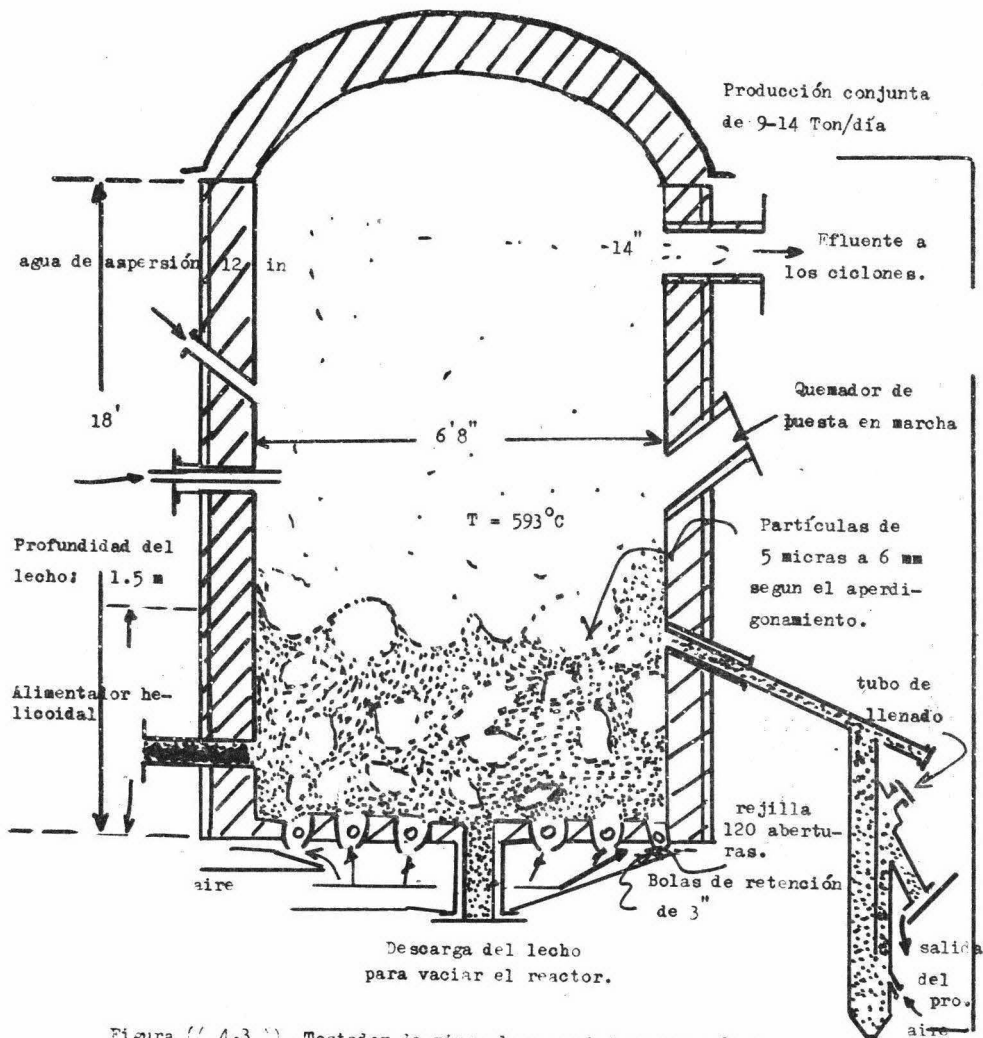


Figura (4.3). Tostador de minerales en sistema fluosólido.

disposición de varios reactores de paso único empleados en la tostación de minerales, calcinación de caliza y síntesis química.

El primer calcinador de minerales de oro, figura (4.3) fue construído en 1947 por Cochenour Willans Gold Mines Ltd., N. W. Ontario. El mineral se muele como de costumbre a 200 mallas con el fin de separar los sulfuros de la ganga: el concentrado de flotación es el producto que ha de calcinarse: 75% a 90% de este producto puede estar por debajo del tamaño de malla 200, con una distribución normal de tamaño de partículas - hasta el orden de micras. La tostación de este concentrado consiste simplemente en suministrarle suficiente oxígeno para volatilizar el azufre y el arsénico simultáneamente, resultando un producto calcinado que puede cianurarse. Esta unidad especial está provista de una rejilla con 120 aberturas en forma de copa, cada una de ellas con una bolsa de corundal de 3 pulgadas; estas bolsas actúan como distribuidores del gas y como válvulas de retención para evitar que los sólidos descendan por las aberturas y lleguen a la cámara de aire cuando se cierra el reactor. En el diseño original, el mineral molido se introducía mediante un alimentador helicoidal por el fondo del lecho. Este sistema de alimentación de los sólidos ha sido revisado ahora en casi todas estas unidades. Las tortas del fieltro se muelen y alimentan el lecho por arriba en forma de pa pilla acuosa concentrada. Las alturas de los lechos varían en el orden de 1.5 m, con una relación altura-diámetro aproximada de 0.8-1.0. La temperatura del lecho que según se ha publicado no varía en más de 20° por toda la masa fluidizada, se regula por aspersiones de agua en forma muy semejante a la empleada en las unidades de cracking catalítico fluidizado para controlar la postcombustión en los regeneradores.

La figura (4.4) muestra un calcinador de caliza de 3.60 m de diámetro que calcina 90 ton/día y que fue instalado en las fábricas de New England Lime Co., e inició la operación en 1949. En este proceso, se inyecta el aceite combustible en el lecho fluidizado y se supone que se distribuye por doquier como recubierto de superficie sobre las partículas. Se inflama y arde en el aire precalentado que atravieza el lecho como medio fluidizante.

La caliza calcinada caliente pasa a un lecho inferior para precalentar el aire que entra. Los gases de escape calientes pasan por uno ó más lechos superiores para precalentar los sólidos que ingresan, así,

A los ciclones.

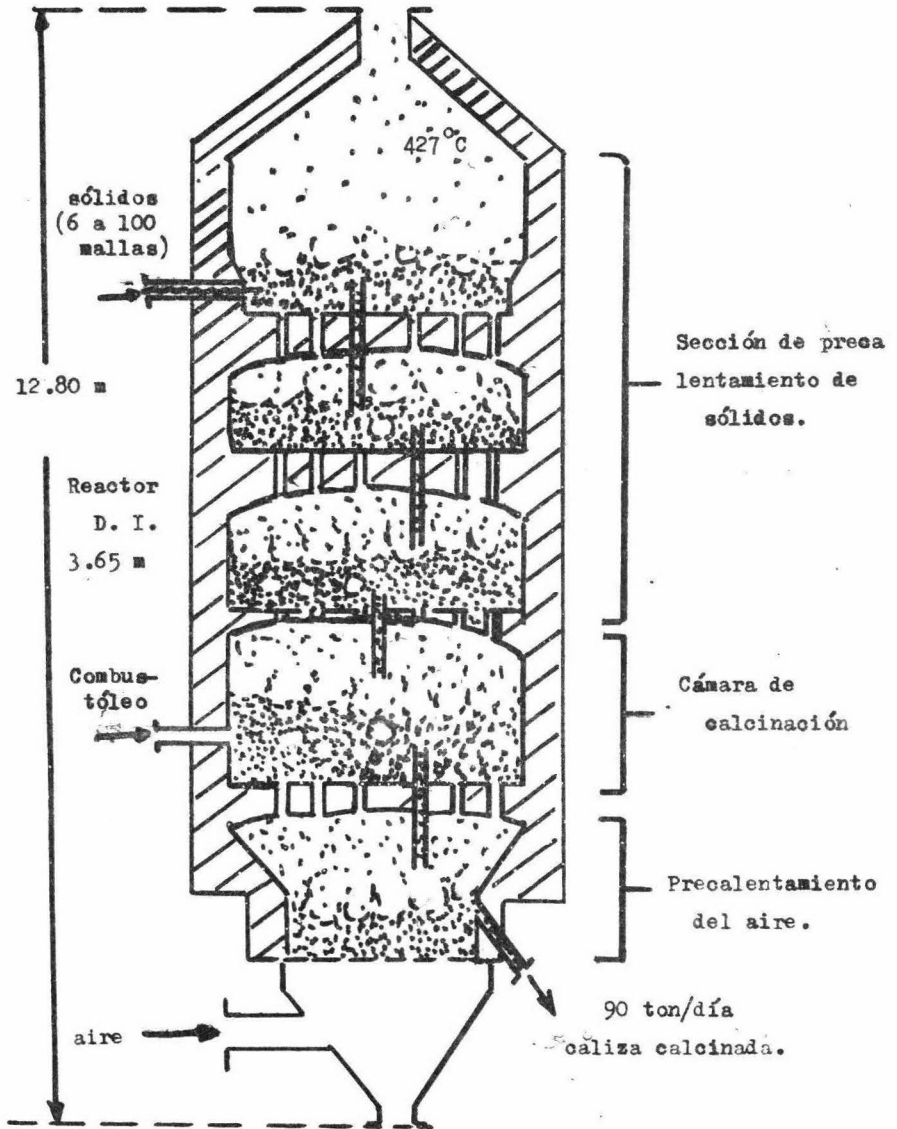


Figura (4.4). Calcinador en escala industrial.

mediante varios lechos, se consigue considerable recuperación de calor y se reduce al mínimo la cantidad de aceite necesario para la calcinación endotérmica. La buena transferencia de calor y la purga de gases más rápida que puede conseguirse en los lechos fluidizados hace que aumente la eficiencia de este proceso en la técnica de fluidos sólidos.

Uno de los adelantos más interesantes debidos a la calcinación fluidizada es la técnica de producción de bolas. Esta se efectúa en el interior del lecho fluidizado por adición de pequeñas cantidades de carbonato sódico o de sosa cáustica. Estos productos se funden a los intervalos de temperaturas empleados y las superficies pegajosas de cada una de las bolas formadas por fusión se recubren con los finos del lecho y así hacen crecer la bola. Con buena regulación de la proporción de bolas más finas, se puede controlar la velocidad de crecimiento de la bola. Esta técnica permite un aumento hasta décuple en el rendimiento del gas. La técnica de producción de bolas ha sido adaptada, según a la tostación fluidizada de pirrotita y ha permitido una reducción del área del reactor por un factor cuádruple y una reducción quíntuple en la levigación o transporte.

La figura (4.5) Ilustra el primer reactor de síntesis en lecho fluidizado, Hydrocol, para convertir monóxido de carbono e hidrógeno en hidrocarburos y productos químicos útiles como subproductos. Este reactor en escala industrial dió conversiones del orden obtenido en los reactores de cracking catalítico fluido; sin embargo, el diseño de la planta y su operación provechosa se basaban en las conversiones a escala de laboratorio, que fueron más altas. Por último fue necesario apagarlo y reanudar un programa completo de estudios del proceso y del reactor. Este es un ejemplo típico de la diferencia en el contacto de gas-catalizador que se obtiene con un reactor de burbujeo por un lecho delgado de diámetro grande y el que se obtiene en una instalación de planta piloto de laboratorio de diámetro grande aparentemente pero en realidad estrecho, con formación de émbolos y con una razón alta entre la altura y el diámetro, en donde ocurre completo contacto gas-catalizador cuando los émbolos del catalizador caen en chaparrón a través del gas.

La figura (4.6) (13*) ilustra un esquema de reacción, con transporte de fase diluída, ideado recientemente para realizar la síntesis de -

Figura (4.5).
Reactor hidrocol para
la síntesis de
Fischer-Tropsch

Lecho
3.66-4.27 m

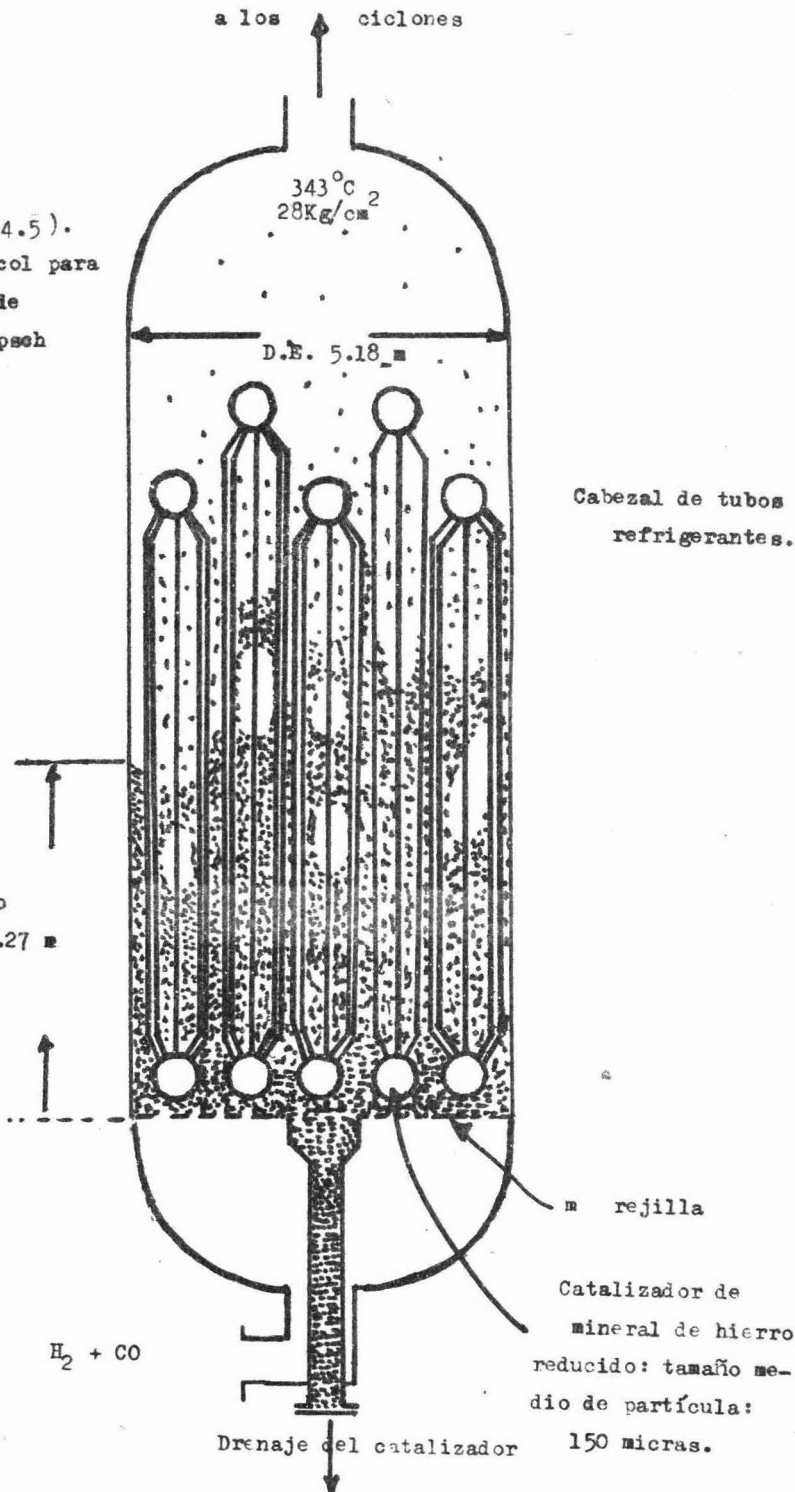
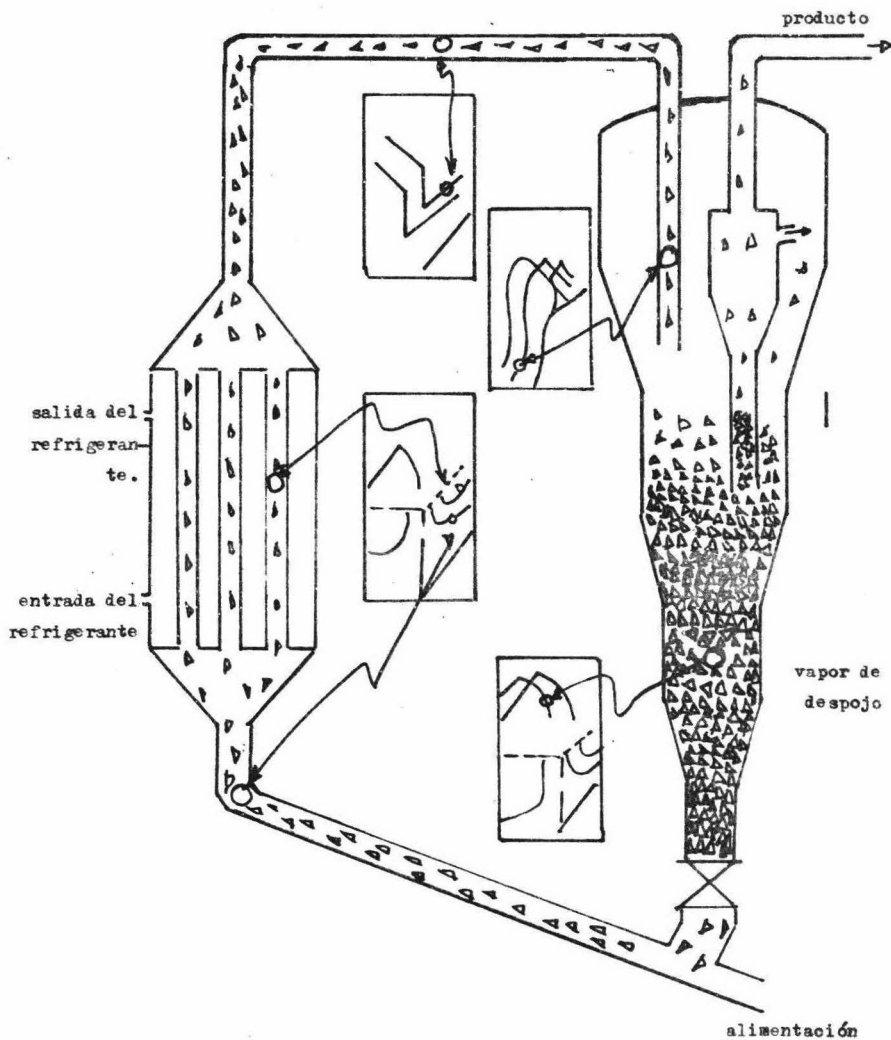


Figura (4.6). Diagramas de fases en relación con el reactor de síntesis del tipo de tubería de transferencia.



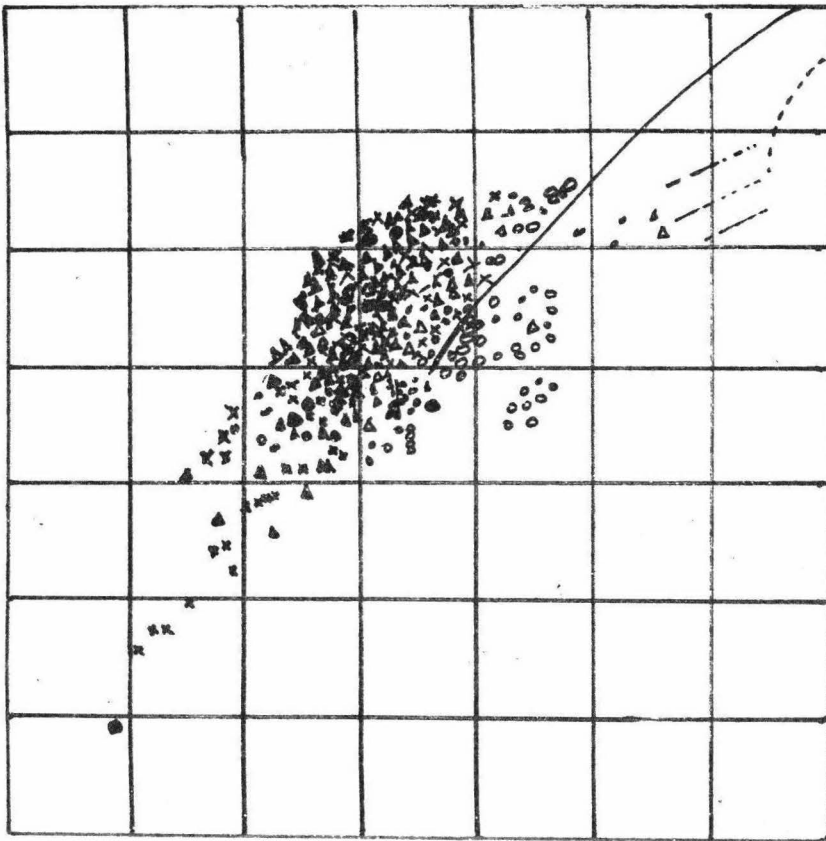
hidrocarburos con hidrógeno y monóxido de carbono. Solamente se indica un recipiente refrigerante, pero en la práctica se instalan varios en serie para regular más estrechamente la temperatura a lo largo de toda la trayectoria de reacción.

4.2 TRANSFERENCIA DE CALOR.

Habitualmente se considera un lecho fluido como una zona de temperatura uniforme y esta idea conduce a la creencia de que este lecho se caracteriza por que en él ocurre una mezcla muy turbulenta de gases y sólidos. Sin embargo, el lecho dispone de un mecanismo mucho más eficaz para crear temperatura uniforme que para mezclar gases con el fin de conseguir composición uniforme. En la fluidización agregativa ocurren dos tipos de movimientos de sólidos: a).- Movimientos a escala bastante grande, pero locales, de los sólidos en la proximidad de una burbuja ascendente, y b).- La llamada mezcla de arriba a abajo probablemente debida a la preferencia de las burbujas por la parte media del lecho y la densidad más alta consiguiente de sólidos cerca de las paredes. La temperatura uniforme de un lecho fluido es principalmente el resultado de estos movimientos rápidos de los sólidos de una a otra parte del lecho, del contenido de calor de los sólidos y del establecimiento de su equilibrio de temperatura, extremadamente rápido, con el gas circundante.

El interés práctico en la transferencia de calor reside en la adición o sustracción de calor de la masa fluidizada más que en la velocidad de transferencia de calor entre el fluido y las partículas aisladas. Esta última velocidad es tan grande que los coeficientes generalmente se consideran infinitos. En experimentos (11*) en que fue medida la eficacia del contacto de gas-sólidos en función del establecimiento del equilibrio de temperatura entre los sólidos calientes y el gas frío, se halló que sólo 25-50% del gas entrante (en forma de burbujas) había evitado térmicamente el contacto dentro de un lecho de una altura de dos pulgadas. Evidentemente, para alturas de lecho de interés industrial, el coeficiente de partículas-fluido puede ser considerado como infinito en relación con el coeficiente de lecho-pared.

Una aplicación típica para la disipación de calor se representa en



Re

$$Re = \frac{D_p U_e \rho_f}{\mu_f}$$

Para datos de lecho fijo y fluido

$$Re = \frac{D_T U_e \rho_f}{\mu_f}$$

Para datos de paso por tubo vacío

$$Nu = \frac{h D_p}{k_f}$$

Para datos de lecho fijo y fluido

$$Nu = \frac{h D_T}{k_f}$$

Para datos de paso por tubo vacío.

----- Correlación para el paso de fluido por tubería.

Datos de lecho fluidizado:

● = 0.4 - 0.499

x = 0.5 - 0.599

▲ = 0.6 - 0.699

● = 0.7 - 0.799

△ = 0.8 - 0.899

○ = 0.9 - 0.999

○ = 0.9 - 1.00

Figura (4.7). Transferencia de calor entre lechos fluidos y paredes de tubos.

la figura (4.5). La reacción en este caso es exotérmica, el lecho de fluido está en el lado del cuerpo del reactor y el medio refrigerante circula por haces de tubos. El diseño requiere el conocimiento del coeficiente de lecho-pared del tubo. Esta cuestión ha sido estudiada experimentalmente por muchos investigadores en equipo relativamente pequeño, usando sistemas de gas-sólidos en fluidización agregativa. La correlación de estos datos está sujeta a multitud de variables de modo muy semejante al análisis de la relaciones de tamaño de partículas, densidad del lecho, y velocidad. El mecanismo de transferencia de calor supone principalmente transferencia entre el gas y la pared del tubo, ayudada por la acción de lavado de las partículas que reduce de modo efectivo el espesor de la película y por la conducción calorífica entre las partículas y la pared. Cada uno de estos medios contribuye a un coeficiente de la película por el lado del lecho hasta un grado que por el momento es cuantitativamente indeterminable.

Hasta tanto que no puedan hallarse las relaciones cuantitativas en la mecánica del flujo de fluidos en la fluidización agregativa, no es de esperar que se resuelvan las discrepancias en los datos de transferencia de calor.

Los datos de transferencia de calor han sido representados gráficamente en la figura (4.7) como números de Nusselt en función de números de Reynolds para ilustrar los intervalos investigados experimentalmente y su relación con las correlaciones de lecho fijo y de tubo vacío. Se ve que los datos se agrupan según la proporción de huecos del lecho y por estos puntos pueden trazarse curvas uniformes. No se sugiere que esto pudiera representar una correlación general, sino que más bien ilustra la tendencia existente y orienta los datos disponibles. Se pueden hallar informes amplios de transferencia de calor en la bibliografía (8*) pero hasta la fecha no se ha publicado una correlación general. Los datos representados en la figura (4.7), han sido seleccionados a base de la mínima formación de émbolos, pero con altura de lecho suficiente para evitar efectos extremos. En la práctica del diseño, generalmente se hace referencia a los datos publicados obtenidos con velocidades de flujo tamaños de partículas y otras condiciones que se asemejan más estrechamente al caso particular del diseño.

C O N C L U S I O N .

C O N C L U S I O N .

Por los estudios efectuados podemos ver que los factores más importantes que deben tenerse en cuenta en los reactores en lecho fluidizado son:

- a) El control de la temperatura, el cual se puede efectuar gracias a la turbulencia en la masa fluidizada, la capacidad calorífica del lecho y las grandes velocidades en la transferencia de calor.
- b) Se requiere de la adaptación al reactor de un sistema regenerador de sólidos.
- c) Facilidad en la operación continua y automática.
- d) Cuando el fluido utilizado es un gas, hay necesidad de adaptar ventiladores de alta presión o turbocompresoras, ya que en este caso se presentan grandes caídas de presión.
- e) Con respecto al contacto sólido-fluido, puede incrementarse, cuando hay formación de burbujas, rompiendo éstas utilizando un buen sistema de agitación. En este caso se aconseja el uso de reactores de diámetro pequeño y de gran longitud.

Con respecto a la bibliografía ésta es muy amplia, al final de estos apuntes he introducido suficientes referencias con el fin de que cualquier problema al respecto quede suficientemente aclarado.

BIBLIOGRAFIA.

B I B L I O G R A F I A.

- 1.- Aris R., Chem. Eng. Sci., 6, 262 (1957).
- 2.- Astakhov V. A. Lepelin V.N. and Romankov P.G. "Protsessy Khimi - cheskoï tekhnologii" Sb. Statei Izd. "Nauka", p. 398-403 (1965).
- 3.- Baron, Manning and Jhonstone: Che. Eng. Progr., 48, 125 (1952).
- 4.- Baudort, M., AIChEJ, 2, 62 (1956).
- 5.- Bischoff, K. B., Chem. Eng. Sci., 22, 525(1967).
- 6.- Carberry, J.J., AIChEJ, 7, 350 (1961).
- 7.- Chou, C.A., Ind. Eng. Chem., 50, 799 (1958).
- 8.- Chu, in Othmer (ed.): "Fluidization" Chap. 2, Reinhold Publishing - Corporation, New York, 203-206 (1957).
- 9.- Colburn, in Perry (ed.) "Chem. Eng. Handbook", 3d ed., p.393. Mc Graw-Hill Book Company, Inc., New York, 1950..... 193.
- 10.- Damköhler: Z. für Elektrochem., 42: 846 (1936).
- 11.- Diekman, R., W.L. Frsythe Jr., Ind. Eng. Chem., 45,6,1174 (1953).
- 12.- Flovich S. Yu y Kazakova, E.A. , Khim. i Tkhnol. Azolnykh Udo - brenii, Trudy GIAP, No. L. p. 246 (1960).
- 13.- Froment, G. F. , First International Symposium on Chemical Reaction Engineering, Washington D. C., June 1970.
- 14.- Heerden, C. van A. P. Nobel, D. W. van Krevelen, Chem. Eng. Sci., 1, 137-49 (1951).

- 15.- Hoelcherr: AIChE Journal, 3: 144 (1957).
- 16.- Hougen, O. A. , and Watson, K. M. , Chemical Process principles, Part III, John Wiley and Son, New York, 1947.
- 17.- Hsu, C. T. and Molstad M. C., Ind. and Eng. Chem., 47, No. 8 p. 1550 (1950).
- 18.- Johnstone, Houvouras, and Sehowalter: Ind. Eng. Chem., 46: 702 (1954).
- 19.- Konlin, V. L., Lepelin V. N. and Romankov, P. G. "Protsesty Khimicheskoi Tekhnologii" Sb. Statei Izd. "Nauka", p. 398-403 (1965).
- 20.- Konoki, K. K., Chem. Eng. (Japan), 21, 408, 780 (1956).
- 21.- Kramers, H., Chem. Eng. Sci. 1,1, 35 (1951).
- 22.- Leva Max. M. Grummer, Chem. Eng. Progress 48,6,307-13 (1952).
- 23.- Leva, Max. Weintraub M. Grummer, M. Pilchik, H. H. Storch, U. S. Bureau of mines Bull 504 (1951).
- 24.- Leva Max, T. Shirai, C. Y. Wen Genie Chimique 75, 2, 33-42 (1956).
- 25.- Levenspiel O. and D. Kunii, Ind. Chem., Fund. Quart., 7,446 (1968). Ind. Eng. Chem. Progress Design Develop 7, 481 (1968).
- 26.- Levenspiel O. and D. Kunii, "fluidization Engineering" John Wiley and Sons, Inc., New York, 1969.
- 27.- Levenspiel O. "Chemical Reaction Engineering", Jhon Wiley and Sons, Inc. New York, Second Edition (1972). Ch. 12, pags. 390-96, Ch.14 pags. 516-524.
- 28.- Lewis, Gilliland, and Bauer: Ind. Eng. Chem., 41: 1104(1949).

- 29.- Matheson. G. L., W. A. Herbst. P. H. Halt. Ind. Eng. Chem. 41, 6, 1099-1104 (1949):
- 30.- McAdams: "Heat Transmission" 3d ed. p. 155, Mc Graw-Hill Book - Company, Inc., New York, 1954.
- 31.- Miller and Logwinuk: Ind. Eng. Chem., 43: 1220 (1951).
- 32.- Morse, R. D. , Ind. Eng. Chem., 41, 6, 1117-24 (1949).
- 33.- Morse R. D. C. O. Ballou, Chem. Eng. Progr., 47, 4, 199-204(1951).
- 34.- Parent, J. D., N. Yagol, C. S. Sleiner, Chem. Eng. Progr. 43,8, 429-36 (1947).
- 35.- Richardson J. F. W. N. Zki, Trans., Inst. Chem. Engs. (London), 32-35 (1954).
- 36.- Reboux, Paul, "Phenomenes de Fluidisation". Association Francaise de Fluidisation, Paris.
- 37.- Singer and Wilhelm; Chem. Eng. Progr., 46: 343 (1950).
- 38.- Smith J. M. "Chemical Engineering Kinetics" 2d. Ed. , McGraw-Hill Chemical Engineering Series. (1970). P. 549-557.
- 39.- Walas Stanley M. : "Reaction Kinetics for Chemical Engineers", Mc Graw Hill, New York. Ch. 11, p. 284-90; Ch. 8, p. 196-224. (1959).
- 40.- Weger and Hoelscher: AIChF Journal, 3: 153 (1957).
- 41.- Wilhelm, R. H., M. Kwauk, Chem. Eng. Progress, 44, 201-18 (1948).
- 42.- Wilhelm, R.H., S. Valentine, Ind. Eng. Chem. 41, 2801-6 (1949).

* Referencias obtenidas en la Enciclopedia de Tecnología Química de Kirk Othmer.

- (1*).- Degnen, W. J., y Skelly, J. F., Petroleum Ingr., 25, N^o 8 - C-7 a C-10 (jul. 15, 1953).
- (2*).- Goodson L. B. y Guyer J. A., (Para Phillips Petroleum Co.). U. S. Pat. 2,606,097 (ago. 5, 1952).
- (3*).- Hogan J. P., y Banks R. L., (para Phillips Petroleum Co.). U. S. Pat. 2,606,104 (ago. 5, 1952).
- (4*).- Huff L. C. y Ford L. J., Para Universal Oil Productos Co. y para Standard Oil Development Co. U. S. Pats 2,607,662 (ago. 19, 1952) y U. S. 2,582,688 (Ene. 15, 1952).
- (5*).- Jewell J. W. y Johnson W. B. (para M. W. Kellogg Co.). U. S. Pat. 2,543,974 (mar. 6, 1951).
- (6*).- Kirkbride C. G. y Dart J. C. (para Houdry Process Corp.). U. S. Pat. 2,628,188 (jul. 21, 1949).
- (7*).- Latta J. F. (para Standard Oil and Gas Co.). U. S. Pat. 2,548,801 (Abr. 10, 1951).
- (8*).- Othmer, D. F., Fluidization, Reinhold, Nueva York, 1956, C-2 figuras, 4, 5, 16-19, cortesía de Reinhold Publishing Corporation)
- (9*).- Perry W. A. y Merrill D. R. (Para Rohm and Haas Co.). U. S. Pat. 2,607,663 (ago. 19, 1952).
- (10*).- Sensel F. E. y Beck R. A. (para The Texas Co.). U. S. Pat. 2,562,993 (ago. 7, 1951).
- (11*).- Wamley W. W., y Johanson, L. N., Preprint N^o 9, Ann. Mtg. A. I. Ch. E., St. Louis, Mo., diciembre (1953).
- (12*).- Zenz, F. A., fluidization, ed. D. F. Othmer, Reinhold. Nueva York, 1956, capítulo 3.
- (13*).- Zenz, F. A. Petroleum Refiner, 32, N^o 7, 123 (1953): 36 N^{os} 4-11 (1957). (Figuras 3,6, 11-14, 23, por cortesía de petroleum Refiner).
- (14*).- Watson K. M. (para Sinclair Refining Co.). U. S. Pat. 2,463,729 (mar. 8, 1949).
Wilcox M. J. (Para Sinclair Refining Co.) U. S. Pat. 2,520,985 (sep. 5, 1950).