

26j
11



*Universidad Nacional Autónoma
de México*

Facultad de Estudios Superiores Cuautitlán

**SIMULACION Y DISEÑO DE REACTORES
DE LECHO FLUIDIZADO**

Tesis Profesional

Que para obtener el Título de:
INGENIERO QUIMICO

p r e s e n t a

Miguel Angel Flores Guzmán

Director de Tesis: IQ. Luis Cedeño Caero

Cuautitlán Izcalli, Edo. de México.

1986



Universidad Nacional
Autónoma de México



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 está 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.

PROLOGO

El objetivo de esta tesis es la recopilación de los diferentes modelos hidrodinámicos para el diseño de reactores de lecho fluidizado, así como de la información necesaria para éstos, tales como predicciones de velocidades mínimas de fluidización y correlaciones para estimar diámetros de burbujas a través del lecho. Entre los modelos hidrodinámicos más conocidos y utilizados en el diseño de este tipo de reactores se tienen el modelo de Kunii & Levenspiel, y sus modificaciones, el modelo de Davidson & Harrison y el modelo de ensamble de burbujas de Kato & Wen con su modificación. Cada uno de éstos será analizado en este trabajo.

Se pretende también la elaboración de programas de cálculo con cada uno de los modelos ya mencionados para predecir conversiones en un reactor de lecho fluidizado. Estos programas estarán compilados en lenguaje BASIC por ser, posiblemente, el lenguaje más común y sencillo utilizado en ramas de ingeniería actualmente. Se ha de mostrado que el uso de programas de computadora reduce el tedio de cálculo y regenera el interés en el aprendizaje.

El propósito fundamental de este trabajo es proporcionar una introducción a los principios que rigen a cada modelo en particular, sus diferencias y semejanzas, para poder seleccionar aquel que resulte el más adecuado.

La operación de diseño de reactores es actividad exclusiva de ingenieros químicos. Es más, es la diferencia con las otras ramas ingenieriles. Por otra parte, la gran utilidad que se le ha venido dando a los reactores de lecho fluidizado, hace imprescindible que un ingeniero egrese con estos conocimientos. Este trabajo puede ser usado como base a los alumnos interesados en el diseño de este tipo de reactores.

Se desea proporcionar al lector una guía para que pueda enfrentarse a la resolución de problemas de diseño de reactores de lecho fluidizado. Para esto, el texto se planeó debidamente ya que empieza tratando los parámetros que se requieren inicialmente en el diseño para después poder aplicar los modelos hidrodinámicos ya mencionados.

Así en el Capítulo I se estudian las correlaciones más conocidas para estimar el diámetro de burbuja a través del lecho. En el Capítulo II se hace mención de los estudios disponibles sobre la predicción de velocidades mínimas de fluidización en este tipo de reactores. El Capítulo III habla sobre seis distintos modelos hidrodinámicos más utilizados en el diseño de reactores de lecho fluidizado. El Capítulo IV cuenta con los programas de simulación de los seis modelos hidrodinámicos estudiados en el capítulo anterior, así como los resultados obtenidos de conversión en cada uno de ellos. En este capítulo también se realiza un análisis y discusión de los resultados con el fin de llegar a una determinación sobre el mejor de los modelos. Finalmente, el Capítulo V está dedicado a obtener conclusiones y consideraciones finales sobre este tipo de reactores.

Por último, sería muy satisfactorio que este trabajo pudiera servir como consulta para estudiantes de nuevas generaciones interesadas en el diseño de reactores de lecho fluidizado.

I N D I C E

	pag.
PROLOGO	
INTRODUCCION	1
CAPITULO I ESTIMACION DEL DIAMETRO DE BURBUJA EN REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO	12
a) Diámetro de burbuja inicial, D_{Bo}	15
b) Diámetro de burbuja máximo, D_{BM}	16
c) Deducción de la correlación de Mori & Wen	18
d) Sumario de correlaciones más importantes para estimar diámetro de burbuja en lechos fluidizados	22
CAPITULO II PREDICCIÓN DE LA VELOCIDAD MÍNIMA DE FLUIDIZACIÓN EN REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO	24
a) Mecanismo de la fluidización	24
b) Expresiones para predecir la velocidad mínima de fluidización, U_{mf}	26
c) Estimación de velocidades mínimas de fluidización a altas temperaturas	40
CAPITULO III MODELOS HIDRODINAMICOS PARA CALCULAR CONVERSIONES EN REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO	43
a) Modelo de Kunii & Levenspiel de lecho de borboteo	52
b) Pasos para simular con el modelo de Kunii & Levenspiel de lecho de borboteo	61

c) Modificaciones al modelo de Kunii & Levenspiel de Lecho de borboteo	61
d) Pasos para simular con el modelo de Kunii & Levenspiel modificado	68
e) Modelo de Jodra, Aragón & Jiménez	69
f) Pasos para simular con el modelo de Kunii & Levenspiel modificado por Jodra, Aragón & Jiménez	73
g) Modelo de Davidson & Harrison para lecho fluidizados catalíticos	74
h) Pasos para simular con el modelo de Davidson & Harrison	80
i) Modelo de ensamblaje de burbujas de Kato & Wen	80
j) Pasos para simular con el modelo de ensamblaje de burbujas de Kato & Wen	89
k) Discusión del modelo	89
l) Modelo de ensamblaje de burbujas modificado por Mori & Wen	90
CAPÍTULO IV PROGRAMAS DE COMPUTADORA PARA SIMULACION DE LOS MODELOS HIDRODINAMICOS ESTUDIADOS. ANALISIS Y DISCUSION DE LOS RESULTADOS	99
a) Reacción I: Hidrogenación del etileno	99
b) Reacción II: Isomerización del ciclo propano	118
c) Reacción III: descomposición del cumeno	133
d) Análisis de resultados	148
CAPÍTULO V CONSIDERACIONES FINALES Y CONCLUSIONES	151
a) Consideraciones finales	151
b) Conclusiones	152
BIBLIOGRAFIA	154

INTRODUCCION

Empecemos con definir lo que es un reactor. Se le llama reactor a aquel equipo donde se efectúa una reacción química. Usualmente se le denomina como el equipo estratégico de un proceso ya que impone las condiciones del mismo. Al diseñar un reactor se deben considerar los siguientes factores: el tipo y tamaño necesarios, las características del intercambio de energía (generalmente en forma de calor) con los alrededores, y las condiciones de operación (temperatura, presión, composición y velocidades de flujo). Los reactores químicos pueden tener una gran variedad de tamaños, formas y condiciones de operación.

Las tres clasificaciones de reactores que revisten importancia para el diseño son: (1) por lotes o continuos, (2) de tanque o tubulares y (3) homogéneos o heterogéneos.

Para nuestro caso particular, la tercera clasificación es la que nos interesa. Se basa en el número de fases en la mezcla reaccionante. Si la reacción fuera en una sola fase se le denomina sistema homogéneo, si fuera de dos o más se le llama sistema heterogéneo.

Generalmente, en los reactores heterogéneos existe un lecho de sólidos a través del cual se hace pasar una corriente de gas. El lecho de sólidos en los equipos en que se establece contacto entre sólidos y un gas, existe en cualquiera de las tres condiciones siguientes:

Estático o Fijo.- Este es un lecho denso de sólidos en el cual cada partícula descansa sobre otras, esencialmente a la densidad de masa de sedimentación de la fase sólida. Dicho de otra manera, no existe movimiento relativo entre las partículas sólidas.

Móvil.- Este es un tipo de lecho de sólidos un poco menos restringido en el cual las partículas están separadas apenas lo suficiente para fluir o deslizarse unas sobre otras. Por lo común, el flujo es descendente por acción de la fuerza de gravedad; pero también se puede registrar un movimiento ascendente debido a la eleva-

ción mecánica o a la agitación, generadas dentro del equipo.

Fluidizado.- Se trata de una condición menos restringida aún en la cual las partículas sólidas se sostienen por medio de fuerzas de arrastre provocadas por la fase gaseosa que pasa por los intersticios de las partículas, con una velocidad crítica dada. Considérese un lecho cilíndrico de partículas pequeñas a través de las cuales fluye un gas. A medida que se aumenta la velocidad del gas en forma gradual, se llega a un punto donde la fuerza que tiende a arrastrar hacia arriba a las partículas es igual a su peso. Con un mayor aumento de la velocidad, las partículas se sacuden y se mueven hacia arriba expandiendo el lecho. - Las partículas se separan unas de otras y quedan suspendidas en la corriente de gas; el lecho está fluidizado.

El tamaño de partículas sólidas que se pueden fluidizar varía enormemente, desde menos de una micra hasta 2.5 pulg. En general, las partículas con una distribución de tamaños entre 200 y 10 micras son las más apropiadas para una fluidización suave. Las partículas de mayor tamaño provocan inestabilidad y tienden a formar taponamientos o movimientos masivos repentinos. Las partículas pequeñas (menos de 10 micras) actúan a menudo como si estuvieran húmedas, aunque estén secas, formando conglomerados o fisuras en el lecho, o bien, canalizaciones. Por lo común, se obtiene una mejor fluidización, agregando partículas de tamaño más fino a un lecho de partículas gruesas, o bien, agregando partículas mayores a un lecho de finos.

La velocidad ascendente del gas es, casi siempre, del orden de 0.5 a 10 pies/seg. Esta velocidad se basa en el flujo que atraviesa el depósito vacío y, que en general, se le cita como velocidad superficial.

Las partes primordiales de un sistema de lecho fluidizado se indican a continuación:

1.- Reactor

- a) Porción del lecho fluidizado
- b) Espacio de separación o margen libre
- c) Distribuidor de gas

2. Alimentador de sólidos o control de flujo
3. Descarga de sólidos
4. Separador de polvo para los gases de salida
- 5.- Instrumentación
- 6.- Abastecimiento de gas

1.- Reactor

a) Porción del lecho fluidizado. El proceso de fluidización convierte un lecho de partículas sólidas en una masa expandida y suspendida que se asemeja a un líquido en ebullición. La forma habitual es un cilindro vertical y el área total de la sección transversal se determina por el flujo volumétrico del gas y la velocidad de fluidización permisible o requerida del mismo, en las condiciones de operación. El flujo requerido para mantener un lecho completamente homogéneo de sólidos, mediante el cual las partículas gruesas o pesadas no se segreguen de la porción fluidizada, es muy diferente de la velocidad mínima de fluidización.

La altura del lecho se determina por medio de varios factores, como son:

- 1.- Rendimiento espacio-tiempo
- 2.- Tiempo de contacto con el gas
- 3.- Razón L/D requerida para asegurar una formación de etapas
- 4.- Espacio necesario para los intercambiadores internos de calor
- 5.- Tiempo de retención de los sólidos

Por lo común, las alturas de lecho son de no menos de 1 pulg. o más de 50 pies.

Como se mencionó con anterioridad el reactor es, casi siempre, un cilindro vertical; sin embargo, no existe una limitación real en lo que respecta a la forma. Las características de diseño específicas varían según las condiciones de operación, el espacio disponible y la aplicación que se le vá a dar.

b) Margen libre. El margen libre o altura de separación, o liberación, es la distancia comprendida entre la parte superior del lecho fluidizado y la boquilla de salida del gas (ver figura A). El término margen libre se asigna en ocasiones al espacio o el volumen comprendido en la porción superior del recipiente que no está ocupado por el lecho fluidizado. Hemos dicho que el proceso de fluidización se asemeja a un líquido en ebullición, por lo tanto, debe dejarse un espacio para la expansión vertical de los sólidos y para separar o liberar el material salpicado o arrastrado.

Cuando las burbujas llegan a la superficie superior de un lecho fluidizado, la atracción de la gravedad y la potencia en sentido ascendente de la fuerza de arrastre de la corriente vertical del gas actúan sobre las partículas. Las partículas más grandes y densas regresan a la parte superior del lecho y las más finas y ligeras son arrastradas en sentido ascendente hasta cierta altura, conocida como altura de transporte de separación (ATS). Aparentemente, las partículas lanzadas hacia el margen libre tienen una distribución aleatoria, debido a la velocidad ascendente inicial.

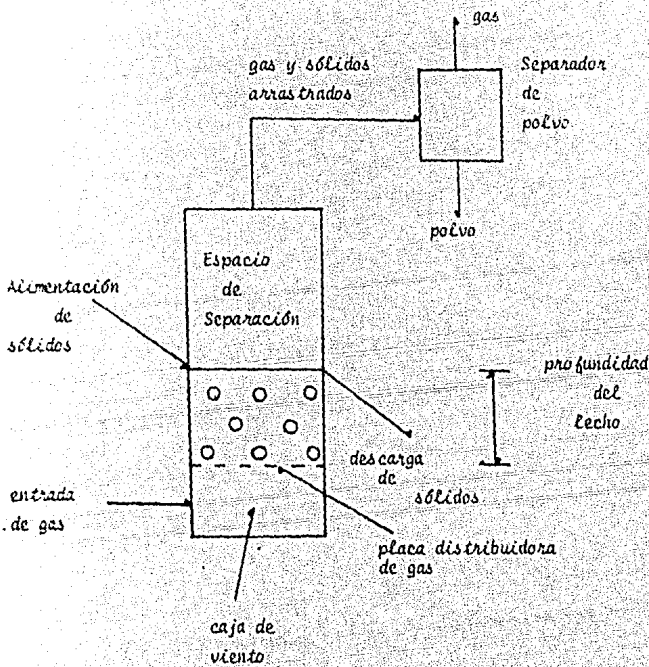


Figura A Reactor de Lecho Fluidizado.

c) Distribuidor de gas. El distribuidor de gas tiene un efecto considerable en el funcionamiento correcto del lecho fluidizado. Básicamente, existe en dos tipos: 1) para utilizarse en los casos en que el gas de entrada contiene sólidos, 2) para usarse cuando el gas de entrada es limpio. En la mayoría de los casos, el distribuidor se diseña de tal modo que evite el flujo en sentido inverso de los sólidos durante el funcionamiento normal. Para efectuar la distribución, es necesario restringir el flujo del gas y del gas y los sólidos, de tal modo que las caídas de presión equivalgan a un valor comprendido entre unas cuantas pulgadas de agua y unas cuantas libras

por pulgada cuadrada. Como se acostumbra por regla general, no se emplean caídas de presión que sobrepasan de 2 lb/pulg.² Generalmente se afirma que la caída de presión en el distribuidor debe ser, por lo menos, el 30% de la caída de presión del lecho.

Se ha prestado gran atención al efecto de la distribución de gas en el desarrollo de burbujas dentro del lecho y al efecto de esto en la utilización del catalizador, el rendimiento de espacio-tiempo, etc. Parece ser que el mejor distribuidor de gases es una membrana porosa. Este tipo de distribuidor raramente es práctico para unidades comerciales, debido tanto a las limitaciones estructurales como a la necesidad de un gas absolutamente limpio. Casi todas las limitaciones impuestas al espaciamento de los huecos dependen del tamaño de partículas de los sólidos, los materiales de construcción y el tipo de distribuidor. Si se emplean metales que se trabajan con facilidad, las operaciones de troquelado, perforación y soldadura no son costosas y permiten usar grandes cantidades de orificios. El uso de toberas o tapas de burbujas permite hacer una distribución horizontal del gas, de manera que una cantidad reducida de orificios para la entrada del gas puede lograr una buena distribución del mismo.

2. Alimentadores de sólidos y control de flujo de sólidos.

Se utilizan varios diseños de válvulas para regular el flujo de sólidos. Estas se pueden elegir con cuidado, de tal modo que sean adecuadas para las condiciones específicas. En general, las válvulas de bloqueo se utilizan en combinación con válvulas de control.

Cuando el sólido es uno de los reactivos, la alimentación de este dentro de un lecho fluidizado no presenta ningún problema. Se pueden usar equipos de pesado y transporte de sólidos de tipo comercial, para controlar la velocidad y emisión de sólidos al alimentador.

En el caso de unidades de disociación catalítica en donde el sólido es el catalizador y su adición es limitada sin ser necesariamente constante, el catalizador de reposición se alimenta por medio de tolvas presurizadas, hacia una de las líneas transportadoras.

3. Descarga de sólidos

El tipo de mecanismo de descarga que se utiliza depende de la necesidad de sellar la atmósfera dentro del reactor de lecho fluidizado y del tratamiento subsecuente de los sólidos. El método de descarga de sólidos más simple es un vertedero de inundación o rebasamiento. Este se utiliza sólo cuando el escape del gas fluidificante no presenta ningún peligro debido a su naturaleza o al contenido de polvos. Cuando es necesario restringir el paso del gas por la abertura, se emplea con frecuencia una válvula especial llamada ICI (Imperial Chemical Industries).

En la mayoría de los sistemas de reactores catalíticos no es necesario extraer sólidos, ya que el catalizador se retiene dentro del sistema y la pérdida de sólidos ocurre en la forma de finos, que no se recogen por medio del sistema de recuperación de polvos.

4. Separación de polvos

Habitualmente es necesario recuperar los sólidos arrastrados por el gas que sale del espacio de separación o margen libre del lecho fluidizado. En general, se emplean ciclones para separar la mayor porción de esos sólidos. Sin embargo, en unos cuantos casos, y casi siempre en unidades a escala pequeña, se emplean filtros sin recurrir al uso de ciclones para reducir la carga de sólidos en el gas.

La descarga del ciclón en un lecho fluidizado requiere cierto cuidado. Es necesario sellar la base del ciclón para que la eficiencia de recolección del mismo no se vea impedida por el paso de cantidades apreciables de gas por el orificio de descarga de los sólidos.

Esto se logra, casi siempre, sellando el brazo de inmersión dentro del lecho de fluido.

Puesto que los ciclones son menos eficaces al reducirse el tamaño de la partícula, a menudo se necesitan unidades secundarias de recolección, por ejemplo, filtros, precipitadores electrostáticos, lavadores, etc.

5. Instrumentación

a) Medición de la temperatura. Por lo común, ésta es, casi siempre una operación sencilla y los elementos sensores de temperatura de tipo estándar son adecuados para un uso continuo. Además, una característica importante del reactor de lecho fluidizado es que opera a temperatura casi constante, siendo más fácil su control.

b) Medición de la presión. La toma de presión más aceptada consta de un tubo purgado que se proyecta dentro del lecho, en una posición tan vertical como sea posible. Los diámetros internos mínimos son del orden de 1/2 a 1 pulg. Habitualmente, se necesita un índice de purga de, por lo menos, 1 pie³/min. Las mediciones de presión tomadas a diferentes alturas dentro del lecho sirven para determinar el nivel del mismo.

c) Medición de flujo. La medición de las velocidades de corriente o flujo de gases limpios no presenta ningún problema. Por lo general se evita medir el flujo de gases contaminados o sucios. La corriente de sólidos se controla casi siempre.

USOS DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS

Los usos posibles de los lechos fluidizados son increíblemente variados. Hay varias aplicaciones que se han convertido en éxitos comerciales. En general, el lecho fluidizado se emplea para establecer contactos entre gases y sólidos; sin embargo, en algunos casos, la presencia del gas o del sólido se utiliza sólo para proporcionar un lecho fluidizado, con el fin de alcanzar un resultado final. Los usos o las características especiales son como se indican a continuación:

I.- Reacciones químicas

A. Catalíticas

B. No catalíticas

1.- Homogéneas

2.- Heterogéneas

II.- Contacto físico

A. Transmisión de calor

- 1.- Hacia y desde el lecho fluidizado
- 2.- Entre gases y sólidos
- 3.- Control de temperatura
- 4.- Entre puntos dentro del lecho

B. Mezcla de sólidos

C. Mezcla de gases

D. Desecación

- 1.- Sólidos
- 2.- Gases

E. Aumento de tamaño

F. Reducción de tamaño

G. Clasificación

- 1.- Separación de finos de los sólidos
- 2.- Separación de finos del gas

H. Adsorción-desorción

I. Tratamiento calorífico.

J. Recubrimiento

VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO SOBRE LOS DE OTRO TIPO DE LECHO.

Como ya se mencionó, el reactor de lecho fluidizado difiere del de lecho fijo en cuanto a que las partículas catalíticas suelen ser más pequeñas (10 a 200 micras), la porosidad en el reactor es mayor y las partículas están en movimiento. Por lo tanto, estas diferencias traen consigo algunas ventajas y desventajas entre estos tipos de lechos.

Mencionemos primero las ventajas:

- Los reactores de lecho fluidizado eliminan el problema de tener gradientes de temperatura en el lecho. El movimiento rápido de las

pequeñas partículas del catalizador permite eliminar las variaciones de temperatura dentro de la fase sólida. Cualquier partícula, en un instante dado, puede estar en la entrada del reactor y en el siguiente, cerca de la salida. Este mezclado vigoroso sirve para igualar las temperaturas de la fase fluida y sólido-fluido, de manera que el sistema, en su totalidad, conserva una temperatura casi uniforme. El pequeño tamaño de las partículas fluidizadas, provee una gran área de transferencia de calor por unidad de masa, aumentando, en esta forma las relaciones de transferencia de calor entre las fases sólida y gaseosa.

-Una importante ventaja del lecho fluidizado en comparación con el lecho fijo, es la posibilidad de regenerar el catalizador sin perturbar la operación del reactor. Es decir, opera en forma continua.

-Los lechos fluidizados son especialmente adecuados cuando se requiere para reacciones con un alto efecto calorífico.

-Otro factor involucrado en el lecho fluidizado es que las partículas, por su menor tamaño y densidad, proporcionan una superficie externa por unidad de catalizador mucho mayor que la de una unidad de lecho fijo. Esto resulta en una mayor velocidad de reacción por unidad de masa.

-Los gastos de bombeo del gas fluidificante son menores.

Desventajas:

-Una desventaja de los reactores de lecho fluidizado es el gran tamaño del equipo que se requiere. Para no arrastrar las partículas sólidas hacia la parte superior del reactor, la velocidad del gas debe ser baja. Esto, a su vez, exige recipientes de gran diámetro, aumentando su costo inicial.

-Los sistemas de lecho móvil no permiten alcanzar la uniformidad de temperatura de los lechos fluidizados, y además trabajan en forma no continua ya que al regenerar el catalizador se tiene que parar la operación del reactor.

-Desde un punto de vista práctico, las pérdidas de catalizador debido a arrastres con la corriente de gas del reactor, pueden constituir un problema importante. La frotación de las partículas disminuye su tamaño hasta un punto en el cual ya no están fluidizadas, sino que se mueven con la corriente de gas. Por lo tanto, el deterioro de tuberías y recipientes, provocado por la acción abrasiva de las partículas sólidas contenidas en el gas, ha sido motivo de cierta preocupación.

En suma, después de todo lo mencionado anteriormente, se percibe que el uso de un reactor de lecho fluidizado es muy extenso e importante, razón por la cual, su diseño también lo sea. En este trabajo, se tratará de explicar los modelos hidrodinámicos más conocidos para el diseño de este tipo de reactores.

CAPITULO I

ESTIMACION DEL DIAMETRO DE BURBUJA EN REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO

El tamaño de burbuja es uno de los más importantes parámetros en el diseño y simulación de reactores de lecho fluidizado. En años recientes un sinnúmero de modelos para lecho fluidizado, que toman en consideración el comportamiento de burbujas, han sido propuestos para el diseño de estos reactores. En estos estudios, uno de los factores más importantes que gobierna la conversión, es el diámetro de burbujas en el lecho.

Los modelos hidrodinámicos para los reactores de lecho fluidizado están basados explícita e implícitamente en la presencia de burbujas en el lecho. El número, tamaño y velocidad de estas burbujas aparecen en estos modelos.

En los reactores de lecho fluidizado se distinguen dos distintas regiones, una fase densa (llamada también emulsión) conteniendo virtualmente todas las partículas sólidas y una fase burbuja formada de burbujas ascendentes conteniendo pequeñas partículas sólidas que han sido arrastradas (ver figura 1.1). El reactor de lecho fluidizado de dos regiones fue empleado para hacer visible que las propiedades de las burbujas pueden ser medidas directamente.

Si definimos el diámetro de burbuja D_B simplemente como

$$A_B = D_B^2 \pi / 4$$

$$D_B = (4A_B / \pi)^{0.5} \quad (1)$$

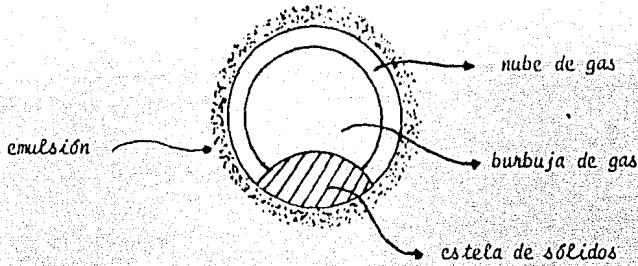


Figura 1.1 Burbuja ascendente en el lecho

Debido a la coalescencia (unión de burbujas pequeñas para formar una sola grande) en un reactor de lecho fluidizado, el tamaño del diámetro de burbuja y la altura de la burbuja sobre el plato distribuidor pueden ser relacionados por la correlación de Kobayashi et al. -- (1965) como :

$$D_B = 1.4 d_p \rho_p (U_o/U_{m\phi}) h \quad (2)$$

donde d_p = diámetro de partícula sólida, cm

ρ_p = densidad de la partícula sólida, gr/cm³

U_o = velocidad superficial del gas, cm/seg

$U_{m\phi}$ = velocidad mínima de fluidización, cm/seg.

h = altura de la burbuja sobre el plato distribuidor, cm

Kobayashi et al. sugirieron que D_B varía aproximadamente en forma lineal con h . Sin embargo, su trabajo fue combinado con el de Cooke - et al. (1968) por Kato & Wen (1969), quienes sugirieron la siguiente ecuación para lechos fluidizados con plato perforado como distribuidor de gas.

$$D_B = 1.4 d_p \rho_p (U_o/U_{m\phi}) h + D_{B0} \quad (3)$$

Donde D_{B0} es el tamaño inicial de la burbuja justo al salir del orificio del plato distribuidor, y puede ser obtenido por la correlación de Cooke et al.

$$D_{B0} = \frac{(6G/\pi)^{0.4}}{g^{0.2}} \quad (4)$$

La ecuación (4) está basada en el trabajo de Davidson & Harrison donde $G = (U_0 - U_{mf}) / n_0$. El término n_0 representa el número de orificios por unidad de área en el distribuidor, $1/\text{cm}^2$.

Por consiguiente, en general, el diámetro de burbuja en un lecho fluidizado puede ser calculado, según Kato & Wen, combinando las ecuaciones (3) y (4) utilizando unidades del sistema CGS.

Sin embargo, examinando los datos de Kato & Wen, se reveló que el diámetro de burbuja no es necesariamente proporcional a la primera potencia de sus términos. En efecto, Park et al. (1969) presentan una correlación para evaluar el diámetro de burbuja, D_B , con la ecuación siguiente.

$$D_B = 33.3 d_p^{1.5} \left\{ (U_0 - U_{mf}) / U_{mf} \right\}^{0.77} h \quad (5)$$

Aún así, estrictamente hablando, el diámetro de burbuja debería variar con el diámetro del lecho. Existen evidencias que indican que los diámetros de burbuja son más pequeños cuando el diámetro del lecho resulta ser mayor. Por consiguiente, la relación entre la velocidad de burbuja y el diámetro de burbuja se ve afectada por el cambio en el diámetro del lecho. En otras palabras, para un lecho grande, la velocidad de las burbujas resultaría más alta debido a la reducción de la fricción a través del lecho. Por lo tanto, es necesario tomar en consideración el efecto del diámetro del lecho sobre el diámetro de burbuja.

Por consiguiente, Mori & Wen (1975) presentan una correlación que predice diámetros de burbuja en lechos fluidizados que toma en cuenta el efecto del diámetro del lecho, y es la siguiente:

$$\frac{D_{BM} - D_B}{D_{BM} - D_{B0}} = \exp[-0.3 h/D_L] \quad (6)$$

donde D_B es el diámetro de burbuja, D_L es el diámetro del lecho, h es la distancia de la burbuja sobre el distribuidor, D_{BM} es el diámetro máximo de burbuja y D_{B0} es el diámetro inicial de burbuja.

Diámetro de burbuja inicial, D_{B0}

El tamaño de burbuja inicial tiene una importancia obvia en la de terminación del diámetro de burbuja en un lecho fluidizado. Algunas correlaciones han sido propuestas para el diámetro inicial de burbuja para varios tipos de distribuidores. La más importante de éstas, son probablemente, la correlaciones de Miwa et al. (1971) para platos perforados y porosos.

La correlación de Miwa para el diámetro inicial de burbuja para un plato distribuidor perforado está dada por

$$D_{B0} = 0.347 \left\{ A_L (u_o - u_{mf}) / n_d \right\}^{2/5} \quad (7)$$

donde A_L = área de la sección transversal del lecho

u_o = velocidad superficial del gas

u_{mf} = velocidad mínima de fluidización

n_d = número de orificios en el plato distribuidor

Algunos otros investigadores (Basov et al., 1962; Chiba et al., 1973; Cooke et al., 1968) han desarrollado correlaciones para el D_{B0} para un plato distribuidor perforado. Estas correlaciones concuerdan, en la mayor parte de los casos, muy cercanamente con la correlación de Miwa et al.

Miya et al. (1971) desarrollaron una ecuación para el D_{B0} formado en un plato distribuidor poroso.

$$D_{B0} = 0.00376 (U_0 - U_{mf})^2 \quad (8)$$

Máximo diámetro de burbuja alcanzable debido a la coalescencia de burbujas, D_{BM} .

Después de la formación en el plato distribuidor, las burbujas se separan y son posiblemente atraídas hacia el centro del lecho debido a la presencia de la pared del tubo donde se halla contenido el lecho. - Se ha observado (Werther, 1973) que el flujo máximo de burbujas ocurre cerca del centro del lecho para grandes alturas del mismo.

Como las burbujas son atraídas o jaladas hacia el centro del lecho, comenzarían a crecer por la coalescencia producida por la gran densidad de burbujas localizadas ahí. Si la altura del lecho fuese bastante, debería existir un tren de burbujas grandes ascendiendo a lo largo del centro del lecho. El diámetro de esas burbujas es denotado como D_{BM} , el máximo diámetro de burbuja alcanzable debido a la coalescencia de burbujas. Este diámetro suele tener un significado de diámetro ficticio; sin embargo, puede ser calculado por la ecuación siguiente:

$$D_{BM} = 0.652 \left\{ A_t (U_0 - U_{mf}) \right\}^{2/5} \quad (9)$$

Considerando burbujas de diámetro D_{BM} viajando por el centro del lecho como se ha descrito, la distancia entre estas burbujas L_{BM} está dada por

$$L_{BM} = \tau D_{BM} \quad (10)$$

donde τ es una constante de proporcionalidad cuyo valor será determinado posteriormente.

La velocidad de un tren de burbujas ascendentes a lo largo del centro del lecho, U_{BM} , está dada por Davidson & Harrison (1963) y cuando $U_{BM} \gg U_0 - U_{mf}$, puede ser simplemente escrito así

$$u_{BM} = 0.711 (g D_{BM})^{0.5} + u_o - u_{mf} = 0.711 (g D_{BM})^{0.5} \quad (11)$$

Usando las ecuaciones (10) y (11), la frecuencia F_{BM} en que las burbujas de diámetro D_{BM} se forman es

$$F_{BM} = \frac{u_{BM}}{L_{BM}} = \frac{0.711}{z} (g/D_{BM})^{0.5} \quad (12)$$

Por otro lado, la velocidad superficial de las burbujas puede ser aproximada por $(u_o - u_{mf})$ y la frecuencia F_{BM} para burbujas de diámetro D_{BM} ascendentes en un tren a lo largo del centro del lecho puede ser mostrada como

$$V_{BM} F_{BM} = A_t (u_o - u_{mf})$$

donde V_{BM} = volumen de burbujas con diámetro D_{BM} , $V_{BM} = \frac{\pi D_{BM}^3}{6}$

$$F_{BM} = \frac{6 A_t}{\pi D_{BM}^3} (u_o - u_{mf}) \quad (13)$$

eliminando F_{BM} de las ecuaciones (12) y (13), da

$$D_{BM} = \left\{ \frac{6 z}{0.711 g^{0.5} \pi} A_t (u_o - u_{mf}) \right\}^{2/5} \quad (14)$$

sacando las constantes de la exponencial

$$D_{BM} = 0.374 \left\{ z A_t (u_o - u_{mf}) \right\}^{2/5}$$

La ecuación (14) da D_{BM} en términos de la cantidad z que puede ser estimada como sigue: Lewig (1972) analizó los datos de Botterill (1966) y observó que la razón (D_{BM}/D_{B0}) es cerca de 1.87 para burbujas-inyectadas en un lecho fluidizado a través de un orificio. Para un sólo orificio el diámetro de burbuja inicial D_{B0} puede ser dado por la ecuación (7) como

$$D_{B0} = 0.347 \left\{ A_t (u_o - u_{mf}) \right\}^{2/5} \quad (15)$$

entonces como $D_{BM} = 1.87 D_{B0}$ tenemos

$$D_{BM} = (0.347) (1.87) \left\{ A_c (u_0 - u_{mg}) \right\}^{2.5} \quad (16)$$

igualando la ecuación (16) con la ecuación (14) y despejando ζ da un valor aproximado de $\zeta = 4.0$

Como se observa, esta correlación incorpora el efecto del diámetro del lecho y el diseño del plato distribuidor sobre el diámetro de burbuja. Ha sido observado que el diámetro del lecho tiene un efecto significativo en el diámetro de burbuja. Trabajos de Werther (1973) indican que a diámetros de lecho pequeños se obtienen diámetros de burbujas significativamente más grandes, para una altura dada de lecho, que para un diámetro de lecho grande. En ambos casos, la geometría del distribuidor, la velocidad superficial del gas y la velocidad mínima de fluidización fueron las mismas. Por consiguiente, las correlaciones para estimar el tamaño de burbuja deben considerar estas características en lechos fluidizados. Además, análisis teóricos del crecimiento y coalescencia de burbujas en lechos fluidizados, realizados por previos investigadores (Chiba et al., 1973; Clift & Grace, 1972); Miwa et al., 1971) han indicado que el diámetro de burbuja es una función del diámetro del lecho D_t , la distancia de la burbuja sobre el distribuidor h , y el diámetro de burbuja inicial D_{B0} .

Deducción de la correlación de Mori & Wen para calcular diámetros de burbuja en lechos fluidizados, también llamada modelo de crecimiento de burbujas.

Miwa et al. (1970) han sugerido que la razón $(D_{BM} - D_B) / (D_{BM} - D_{B0})$ varía exponencialmente con la altura del lecho. Además, de los datos de Werther (1973), el grado en que las burbujas son atraídas hacia el centro del lecho y por consiguiente el grado de coalescencia es una función únicamente de la razón adimensional h/D_t . Como la razón $(D_{BM} - D_B) / (D_{BM} - D_{B0})$ puede ser considerada como una medida del grado de coalescencia, la ecuación siguiente para el crecimiento de burbujas en lechos fluidizados es sugerida

$$\frac{D_{BM} - D_B}{D_{BM} - D_{B0}} = \exp(-kh/D_t) \quad (17)$$

donde k es una constante a ser determinada.

La razón $(D_{BM} - D_B)/(D_{BM} - D_{B0})$ en ecuación (17) puede ser calculada usando el diámetro de burbuja D_B observando experimentalmente y estimando el diámetro inicial de burbuja D_{B0} por cualquiera de las ecuaciones (7) u (8) ya discutidas, así como el diámetro máximo de burbuja alcanzable debido a la coalescencia D_{BM} por la ecuación (14) usando $Z = 4.0$

La ecuación (17) sugiere que graficando los datos como

$$\ln [(D_{BM} - D_B)/(D_{BM} - D_{B0})] \text{ vs. } h/D_t$$

se obtendría una línea recta si k es constante. El valor de k en la ecuación propuesta para el crecimiento de burbujas [ecuación (17)] fue satisfactoriamente determinado para más de 400 datos de varios investigadores. El valor de k que minimiza el valor absoluto del error, entre el tamaño de burbuja observado y el tamaño calculado, fue encontrado de 0.30. Para $k = 0.30$ el error máximo y la desviación estandar de la ecuación (17) fue del 31% y del 54%, respectivamente.

Por lo tanto, la forma final de la correlación para crecimiento de burbujas está dada por

$$(D_{BM} - D_B)/(D_{BM} - D_{B0}) = \exp(-0.3 h/D_t)$$

que es la misma de la ecuación (6).

Los rangos de datos de donde fue obtenida esta correlación son

$$0.5 \leq u_{mf} \leq 20 \text{ cm/seg}$$

$$0.006 \leq d_p \leq 0.045 \text{ cm}$$

$$u_0 - u_{mf} \leq 48 \text{ cm/seg}$$

$$D_t \leq 130 \text{ cm}$$

Esta correlación relaciona, por vez primera, el diámetro de burbuja con el diámetro del lecho y es usada mucho en análisis y diseño de reactores a gran escala.

Existen algunas circunstancias bajo las cuales la correlación propuesta para el crecimiento de burbujas dada por la ecuación (6) no puede ser aplicable. Una de estas circunstancias se da cuando el diámetro de burbuja D_B excede el valor de $0.3D_t$. Hovman y Davidson (1971) han presentado datos que indican que para $0.2 \leq D_B/D_t \leq 0.5$ el borboteo en el lecho fluidizado puede estar en una región de transición entre el borboteo en sí y un régimen pasivo. Entonces, la correlación propuesta para el crecimiento de burbujas (ecuación 6), puede ser usada para calcular el diámetro de burbuja D_B hasta $D_B = 0.3D_t$. Después de este punto ($D_B > 0.3D_t$), la correlación no es aplicable.

Por otra parte, la ecuación (14) fue desarrollada basada en la suposición que se forma un tren de burbujas para una razón grande de u/D_t . Esta suposición es aplicable o es válida para $D_t < 130$ cm. Por consiguiente, cuando $D_t > 130$ cm. el concepto de diámetro de burbuja máximo alcanzable D_{BM} puede tener una modificación.

Otra situación donde la correlación propuesta para el crecimiento de burbujas no puede ser aplicable es cuando el diámetro de burbuja D_B alcanza el tamaño de burbuja máximo por estabilidad de la burbuja D_{BS} , antes que el diámetro de burbuja máximo alcanzable debido a coalescencia D_{BM} sea alcanzado.

Harrison et al. (1961) postularon que el máximo diámetro de burbuja estable puede ser dado por

$$D_{BS} = \left\{ \frac{u_T}{0.71} \right\}^2 \frac{1}{g} \quad (18)$$

donde u_T es la velocidad terminal de las partículas y se refiere a la velocidad con que llegan las partículas arrastradas por el gas al margen libre o espacio de separación. El flujo de gas a través de un lecho fluidizado es limitado por una parte por u_{mf} y por otra por el arrastre de sólidos por el gas. Cuando el arrastre ocurre, los sólidos deben ser recirculados o reemplazados por material nuevo, para mantener el estado normal de operación. Este límite superior es apro-

ximado a la velocidad terminal de las partículas, que puede ser estimada por

$$u_T = \left\{ \frac{4 g d_p (\rho_s - \rho_g)}{3 \rho_g C_d} \right\}^{1/2} \quad (19)$$

donde g = aceleración gravitacional, cm.

d_p = diámetro de partícula, cm

ρ_s = densidad del sólido, gr/cm³

ρ_g = densidad del gas, gr/cm³

C_d = coeficiente de arrastre determinado experimentalmente, adimensional

Existe una alternativa para encontrar u_T para partículas esféricas usando expresiones analíticas para el coeficiente C_d . Por ejemplo

$$C_{d, \text{ esfera}} = \frac{24}{Re_p} \quad \text{para } Re_p < 0.4$$

donde $Re_p = d_p \rho_g u_T / \mu$

$$C_{d, \text{ esfera}} = \frac{10}{0.5 Re_p} \quad \text{para } 0.4 < Re_p < 500$$

$$C_{d, \text{ esfera}} = 0.43 \quad \text{para } 500 < Re_p < 200000$$

Reemplazando estos valores de C_d en la ecuación (19) se obtienen expresiones analíticas para u_T , como

$$u_{T, \text{ esfera}} = \frac{g (\rho_s - \rho_g) d_p^2}{18 \mu} \quad \text{para } Re_p < 0.4 \quad (20)$$

$$u_{T, \text{esfera}} = \left\{ \frac{4 (\rho_s - \rho_g)^2 g^2 d_p^3}{225 \rho_g \mu} \right\}^{1/3} \quad \text{para } 0.4 < Re_p < 500 \quad (21)$$

$$u_{T, \text{esfera}} = \left\{ \frac{3.1 g (\rho_s - \rho_g) d_p}{\rho_g} \right\}^{1/2} \quad \text{para } 500 < Re_p < 200000 \quad (22)$$

Ahora bien, varias correlaciones para estimar diámetros de burbuja en lechos fluidizados han aparecido en la literatura. Estas son sintetizadas en la siguiente Tabla. La mayor parte de estas correlaciones son derivadas de datos obtenidos para lechos de diámetro relativamente pequeños.

SUMARIO DE CORRELACIONES MAS IMPORTANTES PARA ESTIMAR DIAMETRO DE BURBUJA EN LECHOS FLUIDIZADOS.

Yasui et al.
(1958)
$$D_B = 1.6 \rho_p d_p h \left\{ (u_o / u_{mf}) - 1 \right\}^{0.63}$$

Kato & Wen
(1969)
$$D_B = 1.4 \rho_p d_p h (u_o / u_{mf}) + D_{B0}$$

Park et al.
(1969)
$$D_B = 33.3 d_p^{1.5} h \left\{ (u_o / u_{mf}) - 1 \right\}^{0.77}$$

Geldart
(1971)
$$D_B = D_{B0} + 0.027 (u_o - u_{mf})^{0.94} h$$

Mori & Wen
(1975)

$$\frac{D_{BM} - D_B}{D_{BM} - D_{Bc}} = \exp(-0.3 h/D_L)$$

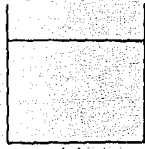
En suma, analizando las correlaciones citadas en este capítulo, se observa que la gran mayoría de ellas, predicen un cambio lineal del diámetro de burbuja con la altura del lecho, a excepción de la correlación de Mori & Wen que predice un cambio exponencial además de que introduce el factor diámetro del lecho. Sin embargo, la gran desventaja de esta última correlación es que no es confiable cuando el diámetro de burbuja es mayor que 0.3 veces el diámetro del lecho.

La correlación usada para calcular el diámetro de burbuja va a depender del modelo utilizado (Esto se verá ampliamente en el capítulo III de este trabajo) para estimar la conversión en reactores de lecho-fluidizado. Así, si se necesita tener un valor promedio del diámetro de burbuja, las correlaciones lineales son las más adecuadas para esos casos; pero si se necesita un diámetro de burbuja que no sea uniforme, es decir que varíe a lo largo del lecho, la correlación de Mori & Wen será la utilizada.

PREDICCIÓN DE LA VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACIÓN
EN REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO

Mecanismo de la fluidización. Imagínese un tubo vertical, corto y lleno parcialmente con una sustancia granular, como arena fina (ver figura 11.1). Cuando entra gas con velocidad baja por la parte inferior del tubo, el flujo ascendente a través de la arena no da lugar a movimiento de las partículas, teniendo en este momento un lecho fijo. Se aumenta ahora lenta y progresivamente la velocidad del gas; a medida que esto ocurre aumenta la caída de presión del gas que circula a través del lecho, como indica el segmento rectilíneo OA de la figura 11.2. En esta región, la caída de presión es proporcional a la velocidad del gas hasta alcanzar un valor máximo, ΔP_{max} . Llega un momento en que la caída de presión es igual a la fuerza de gravedad sobre las partículas y los granos comienzan a moverse, este es el punto A de la gráfica. Al principio, el lecho se expande lentamente manteniendo los granos todavía en contacto; la porosidad aumenta ahora más lentamente. Cuando se alcanza el punto B, el lecho está en la condición menos compacta posible, manteniéndose los granos todavía en contacto. Al aumentar aún más la velocidad, punto F, los granos se separan y se mantienen en suspensión en la corriente gaseosa comenzando la verdadera fluidización, denominándose velocidad mínima de fluidización, U_{mf} , al valor de la velocidad necesaria para que se inicie la fluidización. La caída de presión disminuye a veces un poco desde el punto B al F, donde aumenta la porosidad de ϵ a ϵ_{mf} . A partir del punto F el movimiento de las partículas es cada vez más intenso, formándose torbellinos y desplazándose al azar. El contenido del tubo se parece a un líquido en ebullición, y se ha dado el nombre de "lecho hirviente" a los sólidos fluidizados de este modo. La caída de presión se mantiene prácticamente constante, debido a que el lecho por su mismo movimiento no presenta una apreciable resistencia al paso del gas. Supongamos ahora que la velocidad del gas se aumenta todavía más; la porosidad del lecho aumenta, el lecho de sólidos se expande y disminuye su densidad. El arrastre llega a ser apreciable y finalmente completo. En el punto P, todas las partículas

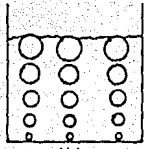
Figura 11.1



(a)

$$u_0 < u_{mf}$$

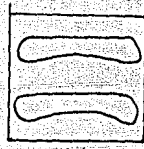
Lecho fijo



(b)

$$u_0 > u_{mf}$$

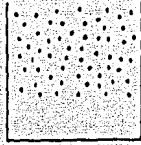
Lecho fluidizado



(c)

$$u_0 \gg u_{mf}$$

Lecho fluidizado
vigoroso (flujo slug)

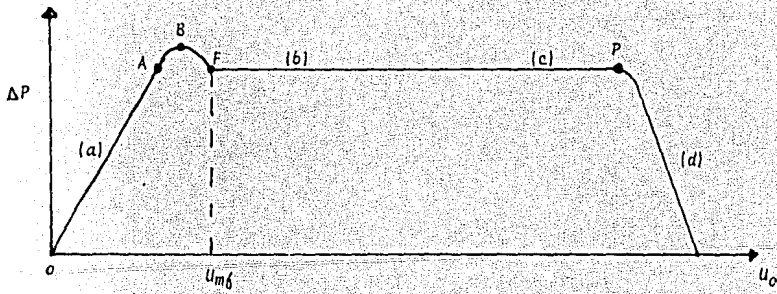


(d)

$$u_0 \gg \gg u_{mf}$$

Arrastre de finos

Figura 11.2



comienzan a ser arrastradas por el gas, la porosidad se aproxima a la unidad y la caída de presión empieza a disminuir por la ausencia de sólidos. Este descenso llega hasta cero donde se tiene la velocidad -- terminal de las partículas y donde el lecho deja de existir como tal. -- La fluidización sin arrastre de sólidos se denomina fluidización discontinua; cuando el arrastre es completo, se dice que la fluidización es continua.

En el estudio de la figura 11.2, se ha indicado que al comenzar la fluidización, el lecho se expande algo de su estado estático, antes de comenzar la verdadera fluidización. La porosidad aumenta con respecto a la del lecho estático. La porosidad del lecho, cuando comienza la -- fluidización verdadera, recibe el nombre de porosidad mínima de fluidización, y se designa por ϵ_{mf} . Depende de la forma y tamaño de las partículas y generalmente (aunque no siempre) disminuye al aumentar el diámetro de las mismas.

Expresiones para predecir la velocidad mínima de fluidización, u_{mf}

Deducción de la correlación de Wen & Yu (1966)

Empecemos con indicar la correlación de Ergun que calcula la caída de presión a través de un lecho fijo con sólidos de tamaño uniforme

$$\frac{\Delta P}{H_0} g_c = \frac{150 (1 - \epsilon)^2 u_0 \mu}{\epsilon^3 (\phi_s d_p)^2} + \frac{1.75 (1 - \epsilon) \rho_g u_0^2}{\epsilon^3 \phi_s d_p} \quad (1)$$

término viscoso
término denso

La caída de presión total es la suma de dos términos, uno viscoso y otro denso. Para bajos R_e (pequeñas partículas y altas temperaturas) el término viscoso es el dominante con respecto al denso. Para altos R_e (partículas grandes y bajas temperaturas) el término denso es dominante y la caída de presión total se aproxima al término denso. Teniendo la ecuación de arriba como antecedente, se dice que el inicio de la fluidización ocurre cuando

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{la fuerza ascendente} \\ \text{del gas} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{peso de las} \\ \text{partículas} \end{array} \right\}$$

o bien

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{la caída de} \\ \text{presión a través} \\ \text{del lecho} \end{array} \right\} \left\{ \begin{array}{l} \text{área de la} \\ \text{sección transversal} \\ \text{del tubo} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{volumen} \\ \text{del} \\ \text{lecho} \end{array} \right\} \left\{ \begin{array}{l} \text{fracción} \\ \text{de los} \\ \text{sólidos} \end{array} \right\} \left\{ \begin{array}{l} \text{peso} \\ \text{específico} \\ \text{de los} \\ \text{sólidos} \end{array} \right\}$$

matemáticamente

$$\Delta P A_z = W = (A_z H_{m6}) (1 - \epsilon_{m6}) \left\{ (\rho_s - \rho_g) g / g_c \right\}$$

rearrreglando, encontramos que para la condición de mínima fluidización, tenemos

$$\Delta P / H_{m6} = (1 - \epsilon_{m6}) (\rho_s - \rho_g) g / g_c \quad (2)$$

U_{m6} , la velocidad mínima de fluidización, es encontrada por una combinación de la ecuaciones (1) y (2), dando la ecuación (3) siguiente.

$$\frac{1.75}{\phi_s \epsilon_{m6}^3} \left\{ \frac{d_p U_{m6} \rho_g}{\mu} \right\}^2 + \frac{150 (1 - \epsilon_{m6}) d_p U_{m6} \rho_g}{\phi_s^2 \epsilon_{m6}^3 \mu} = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2}$$

donde ϕ_s = factor de esfericidad que se define para partículas no esféricas como

$$\phi_s = \left\{ \frac{\text{superficie de la esfera}}{\text{superficie de la partícula}} \right\} \text{ ambas del mismo volumen}$$

Con esta definición, $\phi_s = 1$ para esferas y $0 < \phi_s < 1$ para otros tipos de partículas.

Para partículas no esféricas el diámetro puede ser definido como

$$d_p = \left\{ \begin{array}{l} \text{diámetro de la esfera} \\ \text{teniendo el mismo volumen} \\ \text{de la partícula} \end{array} \right\}$$

Ahora bien, la ecuación (3) puede ser escrita de la siguiente manera

$$1.75 C_1 Re_{m\delta}^2 + 150 C_2 Re_{m\delta} = G_a \quad (4)$$

término denso

término viscoso

donde

$$C_1 = \frac{1}{\phi_s \epsilon_{m\delta}^3}, \quad C_2 = \frac{1 - \epsilon_{m\delta}}{\phi_s^2 \epsilon_{m\delta}^3}$$

$$Re_{m\delta} = \frac{d_p u_{m\delta} \rho_g}{\mu}, \quad G_a = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} = \text{NO de Galileo}$$

$Re_{m\delta}$ = NO. de Reynolds en condiciones de mínima fluidización

Si $\epsilon_{m\delta}$ y/o ϕ_s son desconocidos, la modificación de estas expresiones, sugerida por Wen & Yu (1966), puede ser usada. Se encontró que para una gran variedad de sistemas que

$$C_1 = \frac{1}{\phi_s \epsilon_{m\delta}^3} = 14 \quad \text{y} \quad C_2 = \frac{1 - \epsilon_{m\delta}}{\phi_s^2 \epsilon_{m\delta}^3} = 11$$

que cuando se reemplazan en la ecuación (4), ésta da para un gran rango del número de Reynolds.

$$Re_{m\delta} = \left\{ [(33.7)^2 + 0.0408 G_a]^{0.5} - 33.7 \right\} \left. \begin{array}{l} \text{que es la corrección de Wen \& Yu} \end{array} \right\} \quad (5)$$

La validez de la ecuación anterior es demostrada a bajas temperaturas para partículas pequeñas y grandes y en un amplio rango de Re

(Mc Kay & Mc Lain, 1950 y Wen & Yu, 1966) con un error entre el valor calculado y el experimental de más o menos el 3%.

Es claro que para bajos Re (menores de 20), en la ecuación (4) sólo el término viscoso es importante y

$$150 C_2 Re_{mf} = G_a$$

por lo tanto

$$\mu u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{150 C_2} = \text{constante} \quad (6)$$

o bien
$$u_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_s - \rho_g) g}{1650 \mu}$$

al incrementar la temperatura, la viscosidad aumenta y la u_{mf} debe disminuir para mantener la constante.

Para partículas grandes (Re mayor que 1000) sólo es importante el término denso y

$$1.75 C_1 Re_{mf}^2 = G_a$$

en forma similar

$$u_{mf}^2 \rho_g = \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{1.75 C_1} = \text{constante} \quad (7)$$

o bien

$$u_{mf}^2 = \frac{d_p (\rho_s - \rho_g) g}{24.5 \rho_g}$$

por lo tanto, si la temperatura se ve incrementada, la densidad del gas disminuye y la u_{mf} se debe incrementar para mantener la constante. Lo que es cierto sólo si ρ_s es independiente con la temperatura.

Estas ecuaciones simplificadas, (6) y (7) dan u_{mf} en términos de variables usualmente especificadas como densidad y tamaño de partícula,

densidad y viscosidad del gas. Para R_c entre 0.001 a 4000 estas expresiones se han usado para predecir U_{mf} con una desviación estándar del 34%. Max Leva (1959) propone una ecuación básica en el punto de la expansión inicial del lecho donde la caída de presión viene dada - por:

$$\Delta P = H_0 (1 - \epsilon) (\rho_s - \rho_g) \quad (8)$$

donde H_0 = altura del lecho estático, ϵ = Porosidad del lecho estático

Si se trata de un lecho fijo, la caída de presión está definida por

$$\Delta P = \frac{2 \delta_m G^2 H_0 (1 - \epsilon)^{2-n}}{\phi_s^{3-n} d_p g_c \epsilon^3 \rho_g} \quad (9)$$

donde δ_m = factor de fricción modificado

n = estado de flujo, varía entre 1 para flujo laminar
y 2 o más para flujo completamente turbulento

G = flujo masa velocidad del gas

Para condiciones de flujo turbulento, n asume un valor promedio de 1.9.

Introduciendo el término ϵ_{mf} = fracción hueca o porosidad en el punto de mínima fluidización, la ecuación (9) se convierte en

$$G_{mf}^2 = \frac{d_p g_c (\rho_s - \rho_g) \epsilon_{mf}^3 \phi_s^{3-n}}{2 \delta_m (1 - \epsilon_{mf})^{2-n}} \quad (10)$$

Generalmente, los sistemas de gas-sólido comienzan a fluidizar en flujos con $R_c < 10$, sustituyendo $\delta_m = 100/R_c$ y $n = 1.0$ en la ecuación (10)

$$G_{mf} = \frac{0.005 d_p^2 g_c \rho_g (\rho_s - \rho_g) \phi_s^2 \epsilon_{mf}^3}{\mu (1 - \epsilon_{mf})} \quad (11)$$

d_p = diámetro de partícula, ft

G_{mf} = flujo masa-velocidad en la mínima fluidización, lb/hr ft²

μ = viscosidad del gas, lb/hr ft

ρ_s y ρ_g = densidades del sólido y del gas respectivamente, lb/ft³

Para partículas esféricas, $d_p = 6V/A_p$

donde V = volumen de la esfera; A_p = área de la esfera

Para partículas no esféricas o de tamaño arbitrario, $d_p = 6V/A \phi_s$

donde ϕ_s , como ya se dijo, es el factor de esfericidad.

De las numerosas correlaciones que han sido propuestas para estimar G_{mf} , sólo las de Miller & Logvinuk, Van Heerden et al., Johnson, Wilhelm & Kwauk y Baerg et al., deben ser mencionadas. Sin embargo, - existe una correlación de Narsimhan que merece ser tratada más ampliamente, cosa que haremos posteriormente, que predice la velocidad mínima de fluidización con ciertas consideraciones.

La expresión de Miller & Logvinuk viene dada por la siguiente ecuación.

$$G_{mf} = \frac{0.00125 d_p^2 (\rho_s - \rho_g)^{0.9} \rho_g^{0.1} g_c}{\mu} \quad (12)$$

La forma de la ecuación (12) fue basada en una consideración de análisis dimensional. Los exponentes fueron experimentalmente evaluados. La desventaja es que no han sido reportados aún.

Van Heerden et al. usaron en esencia el análisis dimensional y en base de datos experimentales propusieron el siguiente modelo

$$G_{m\delta} = \frac{0.00125 d_p^2 \rho_b \rho_g^{3c}}{B \mu} \quad (13)$$

donde B es un factor de tamaño y depende del material a usar

ρ_b = densidad del material en su máxima porosidad, lb/ft³

Para los materiales siguientes examinados, se encontraron los siguientes valores de B

Material	Valor de B
Carborundum	0.62 - 0.78
Coke	0.39 - 0.58
Oxido de Hierro	0.59

Como desventaja de este modelo se puede citar la casi nula posibilidad de encontrar valores de B en la literatura para diversos materiales.

Ahora bien, Johnson propone la siguiente ecuación:

$$G_{m\delta} = \frac{d_p^2 \phi_s^2 g_c (\rho_s - \rho_g) \rho_g}{18 \mu} \left\{ \frac{\epsilon^5}{1 + 0.5(1 - \epsilon_{m\delta})} \right\} \quad (14)$$

$$G_{m\delta} = 0.171 d_p \phi_s \rho_g \left\{ \frac{\epsilon}{(1 - \epsilon_{m\delta})} \right\}^3 \left\{ \frac{g_c^2 \rho_s \epsilon^6}{\mu(1 - \epsilon_{m\delta}) [1 + 0.5(1 - \epsilon_{m\delta})]} \right\}^{1/3} \quad (15)$$

El criterio de cual ecuación utilizar para un caso particular, depende del número de Reynolds. Entonces, para valores de Re menores de 2 la ecuación (14) es la correcta; para valores mayores de Re , la ecuación (15) es la recomendada.

El estudio presentado por Wilhelm & Kwauk correlaciona el R_e con valores por ellos definidos como $K_{\Delta p}$ o $K_{\Delta \rho}$. Por definición

$$K_{\Delta p} = d_p^3 \rho_g g_c \Delta P / 2 \mu^2 H_{mf} \quad (16)$$

donde H_{mf} = altura del lecho en condiciones de mínima fluidización

La ecuación (16) es el producto del coeficiente de fricción de Chilton-Colburn, el cual está definido como

$$f_{cc} = d_p \rho_g g_c \Delta P / 2 G^2 H_o$$

y el cuadrado del R_e ($d_p G / \mu$)². El otro número adimensional es $K_{\Delta \rho}$ que está definido de la siguiente forma

$$K_{\Delta \rho} = d_p^3 g_c \rho_g (\rho_s - \rho_g)^{1/2} \mu^2 \quad (17)$$

esta ecuación (17) es el producto de el cuadrado del R_e por el coeficiente de arrastre, C_d , definido como

$$C_d = d_p g_c \rho_g (\rho_s - \rho_g)^{1/2} G^2$$

La diferencia entre estas dos expresiones es la forma en que enuncian el gradiente de presión. $\Delta P / H_{mf}$ para $K_{\Delta p}$ y $(\rho_s - \rho_g)$ para $K_{\Delta \rho}$. Teniendo los valores de $K_{\Delta p}$ o $K_{\Delta \rho}$ y conociendo el valor de ϵ_{mf} , se busca en una gráfica el valor de G_{mf} , siendo esto la desventaja más grande con esta correlación. La gráfica viene contenida en la referencia (13).

Baerg, Klassen & Gishler propusieron la siguiente correlación, representada por

$$G_{mf} = 1.3 \times 10^3 (d_p \rho_b)^{1.23} \quad (18)$$

donde d_p = diámetro de partícula, ft

ρ_b = densidad del sólido, lb/ft³

Debido a que la fórmula no incluye propiedades del fluido, su aplicación es sumamente limitada para lechos fluidizados.

Estudiemos ahora la correlación de Narsimhan (1965) que es de gran importancia. Sabiendo que una de las indispensables variables de diseño que es encontrada en el análisis y diseño de todo proceso de lecho-fluidizado y que es requerida para predecir con confianza la conversión, es la velocidad mínima de fluidización, Narsimhan presenta un legajo para derivar algunas expresiones generalizadas que deberían predecir directamente velocidades mínimas de fluidización, en un rango no solo para flujo laminar y sin necesidad de establecer constantes numéricas.

Dos aproximaciones son evidentes en el análisis del fenómeno de fluidización. Una de éstas, es el concerniente con la hipótesis válida que en el punto de la expansión inicial del lecho, todas las ecuaciones pertenecientes a el comportamiento de lechos fijos se aplican con igual rigor. El análisis de Leva, que es considerado como uno de los mejores, comienza con la conexión de la ecuación de caída de presión para flujo-laminar a través de un lecho con partículas irregulares. La ecuación final para la predicción de la velocidad mínima de fluidización es obtenida sobre la base de datos experimentales que establecen la variación de una constante empírica con el número de Reynolds, teniendo la necesidad de tener valores previos para la fracción hueca en condiciones de mínima fluidización y valores del factor de esfericidad de la partícula. Además, un factor de corrección, obtenido a través de una gráfica de El mismo, es usado como multiplicador en la correlación original cuando el número de Reynolds excede el límite para flujo laminar. Wilhelm & Kwauk recomiendan un procedimiento gráfico para ser adoptado, donde se grafica un grupo adimensional $K_{\Delta p}$ (producto del factor de fricción y el cuadrado del número de Reynolds) contra el número de Reynolds. El resto de las correlaciones están basadas en una segunda aproximación, denominada análisis dimensional. Las constantes numéricas de las expresiones fina-

Es son fijadas con la ayuda de datos experimentales. Cuando se realiza una comparación de los resultados de las diferentes correlaciones - para un mismo sistema fluido-partícula, existe una considerable desviación entre ellos, y el grado de desviación parece ser una función del diámetro de partícula.

Pues bien, la ecuación inicial de la derivación de la correlación de Narsimhan, es la de Ergun para calcular la caída de presión en lechos fijos, corregida por el factor de esfericidad:

$$\frac{\Delta P g_c}{h_0} = \frac{150 (1 - \epsilon)^2 u_p \mu}{\epsilon^3 \phi_s^2 d_p^2} + \frac{1.75 (1 - \epsilon) G u_0}{\epsilon^3 \phi_s d_p} \quad (19)$$

Esta ecuación teórica ha sido probada y es válida para un gran rango del número de Reynolds, cubriendo las regiones laminar, transición, - y turbulenta. En el punto de la expansión inicial del lecho, la caída de presión a través de él puede ser calculada como sigue

$$\frac{\Delta P_{m_f}}{h_0} = (1 - \epsilon_{m_f}) (\rho_s - \rho_g) \quad (20)$$

Como $G = u_0 \rho_g$, y en el punto de la expansión inicial del lecho $G = G_{m_f}$, sustituyendo la ecuación (20) en (17) tenemos

$$(1 - \epsilon_{m_f}) (\rho_s - \rho_g) g_c = \frac{150 (1 - \epsilon_{m_f})^2 \mu G_{m_f}}{\epsilon_{m_f}^3 \rho_g \phi_s^2 d_p^2} + \frac{1.75 (1 - \epsilon_{m_f}) G_{m_f}^2}{\epsilon_{m_f}^3 \rho_g \phi_s d_p} \quad (21)$$

Actualmente la ecuación (21) es aplicable estrictamente para sólo una longitud diferencial de lecho debido a la dependencia de la velocidad en la expansión. Para sistemas sólido-líquido, por consiguiente, - la ecuación (21) es rígidamente válida. Si se asume que una velocidad promedio es adecuada, la ecuación (21) puede ser considerada válida para todo el lecho. Ergun utiliza una forma simplificada de la ecuación (21) para predecir la variación de la porosidad del lecho con la expan

sión para columnas cortas con partículas finas de baja densidad, obteniéndose una ecuación cuadrática

$$G_{m6}^2 + \frac{85.8 (1 - \epsilon_{m6}) \mu}{\phi_s d_p} G_{m6} - \frac{d_p \rho_g (\rho_s - \rho_g) g_c \phi_s \epsilon_{m6}^3}{1.75} = 0 \quad (22)$$

Extrayendo, la raíz real de la ecuación (22) tenemos

$$G_{m6} = \frac{42.9 (1 - \epsilon_{m6}) \mu}{\phi_s d_p} \left\{ \left[1 + \frac{0.0056 \epsilon_{m6}^3 \phi_s^3}{(1 - \epsilon_{m6})^2} R_{ex} \right]^{1/2} - 1 \right\} \quad (23)$$

donde $R_{ex} = (d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g_c / 18 \mu^2)$

La ecuación (23) puede predecir directamente la magnitud de la velocidad mínima de fluidización contando con los valores de ϵ_{m6} y ϕ_s . Desafortunadamente, estos valores están disponibles para pocos sistemas. Para un lecho empacado de esferas uniformes, la fracción hueca en la mínima fluidización puede ser asumida para ser independiente del diámetro de partícula a condición de que el efecto de pared del tubo sea ignorado. Un valor aproximado de 0.35 puede ser asumido para este parámetro. La justificación de este valor será citado posteriormente. Por consiguiente, sustituyendo $\epsilon_{m6} = 0.35$ y $\phi_s = 1.0$ en la ecuación (23), se tendrá una ecuación para predecir G_{m6} para un lecho de esferas uniformes en cualquier régimen de flujo

$$G_{m6} = \frac{27.83 \mu}{d_p} \left\{ (1 + 0.00057 R_{ex})^{1/2} - 1 \right\} \quad (24)$$

Para partículas no esféricas, es necesario relacionar las funciones denominadas $(1 - \epsilon_{m6}) / \phi_s$ y $\epsilon_{m6}^3 \phi_s^3 / (1 - \epsilon_{m6})^2$ que aparecen en la ecuación (23), con una o más de las variables principales del sistema. Shirai grafica la función $\epsilon_{m6}^3 \phi_s^2 / (1 - \epsilon_{m6})$ contra el diámetro de par

trícula y obtiene curvas consistentes para diferentes sustancias. En este caso, las ecuaciones siguientes han sido obtenidas basadas en esas curvas

$$\frac{\epsilon_{mf}^3 \phi_s^5}{(1 - \epsilon_{mf})^2} = 0.00379 d_p^{-0.55} \quad (25)$$

$$(1 - \epsilon_{mf}) / \phi_s = 0.231 \log d_p + 1.417 \quad (26)$$

Las ecuaciones (25) y (26) pueden ser sustituidas en la ecuación (23) para dar la expresión siguiente para predecir G_{mf} para partículas irregulares

$$G_{mf} = \frac{12.9 \mu}{d_p} (0.231 \log d_p + 1.417) \left\{ (1 + 2.12 \times 10^{-5} d_p^{-0.55} Re_t)^{1/2} - 1 \right\} \quad (27)$$

Las ecuaciones (24) a (27) son válidas para un tamaño de partículas de entre 0.001 a 0.02 pulgadas.

Datos experimentales revelan que para partículas de 0.02 pulgadas de diámetro, ϵ_{mf} tiende a ser independiente del diámetro de partícula y tener un valor constante. Se han graficado valores de ϵ_{mf} vs. ϕ_s obteniéndose una dependencia lineal. Al extrapolar la línea para un valor de $\phi_s = 1.0$ (que es el correspondiente a una esfera regular) se obtuvo un valor de ϵ_{mf} igual a 0.348. Este valor puede ser comparado con 0.34 que resultó para lechos fijos con esferas uniformes (según Leva) y con una relación grande de longitud de tubo/diámetro de partícula. Como se considera que los valores de ϵ_{mf} son siempre el porcentaje más grandes que aquellos para lechos fijos, el valor asumido para ϵ_{mf} igual a 0.35, en la ecuación (24), parece ser justificado. Basado en estas consideraciones, es razonable relacionar la porosidad en la mínima fluidización para un lecho de partículas más grandes que 0.02 pulgadas con el factor de esfericidad, como sigue

$$\varepsilon_{m\phi} = (0.768 - 0.42 \phi_s) \quad (26)$$

Esta relación puede ser introducida en la ecuación (23) para obtener una expresión para predecir $G_{m\phi}$ para partículas irregulares con diámetro mayor de 0.02 pulgadas

$$G_{m\phi} = \frac{42.9 \mu}{d_p} \delta_0 (\phi_s) \left\{ (1 + 0.0056 \delta_1 (\phi_s) R_{e_t})^{1/2} - 1 \right\} \quad (29)$$

$$\text{donde } \delta_0 (\phi_s) = \frac{(0.232 + 0.42 \phi_s)}{\phi_s}$$

$$\delta_1 (\phi_s) = \frac{(0.768 - 0.42 \phi_s)^3}{(0.232 + 0.42 \phi_s)^2} \phi_s^3$$

La ventaja de las ecuaciones (24), (27) y (29) es que son aplicables para cualquier sistema sólido-fluido y en cualquier régimen de flujo, ya sea laminar, turbulento, transición o turbulencia completa. La única desventaja, aunque no sería, puede ser la necesidad de tener valores previos de ϕ_s si la ecuación (29) es usada. Es evidente que la ecuación (27) predice valores con una razonable exactitud comparable con las de Leva. El mérito de la ecuación (24) para esferas es visto cuando se aplica en condiciones de turbulencia.

Sin embargo, Wen & Yu (1966) realizan dos comentarios sobre la correlación de Narsimhan, que son los siguientes:

1.- Narsimhan considera que para partículas esféricas $\varepsilon_{m\phi}$ tiene el valor de 0.35 y que es independiente del diámetro de partícula, olvidando el efecto de pared del tubo. De datos experimentales, $\varepsilon_{m\phi}$ para partículas esféricas varía de 0.36 a 0.46. Por ejemplo, para Shirai $\varepsilon_{m\phi} = 0.386$; para Bransom & Pendse 0.40; y para Wen & Yu 0.42. Por consiguiente, el valor de 0.35 usado por Narsimhan para esferas parece ser bajo.

2.- Para partículas no esféricas, Narsimhan considera que $\varepsilon_{m\phi}$ depen

de del diámetro de partícula si éste es menor de 0.02 pulgadas. Por otra parte, si el diámetro de partícula es mayor de 0.02 pulgadas, considera que E_{mf} es independiente del diámetro de partícula. Se ha comprobado que las correlaciones de Narsimhan para partículas pequeñas concuerdan únicamente con un número limitado de datos experimentales. - Debido a la escasez de datos experimentales, la validez de la correlación de Narsimhan para partículas grandes no ha sido comprobada. Narsimhan solo usó siete datos para establecer su correlación. Si es cierto que el efecto de pared del tubo puede ser ignorado, E_{mf} debería depender únicamente del factor de esfericidad prescindiendo del diámetro de partícula. Las dos relaciones siguientes fueron obtenidas para rangos de d_p de 0.002 a 1.97 pulgadas; E_{mf} de 0.385 a 0.935; ϕ_s de 0.136 a 1.0 y con una relación de diámetro de partícula/diámetro de columna de entre 0.000807 a 0.25

$$(1 - E_{mf}) / (\phi_s^2 E_{mf}^3) = 11$$

$$1 / (\phi_s E_{mf}^3) = 14$$

que son las mismas que ya hablamos señalado antes.

La ecuación de Wen & Yu, ecuación (5), da una desviación estándar total del 34% y una desviación promedio de 25% basada en 284 datos. - Una desviación estándar total del 46% y una desviación promedio de 34% fueron obtenidas de la correlación de Narsimhan basada en 267 datos. - La diferencia en el número de datos se debe a la escasez de información sobre el factor de esfericidad.

La correlación de Wen & Yu no requiere de esta información (ϕ_s y E_{mf}) y cubre un gran rango del número de Reynolds (0.001 hasta 4000). - Por lo tanto, todas las ventajas mencionadas hacen que la correlación de Wen & Yu sea la más apropiada para la predicción de velocidades mínimas de fluidización a temperaturas bajas.

Además, recientemente Mc. Kay & Mc. Lain (1980) han estudiado las características de la fluidización para varios tamaños de partículas y correlacionaron sus datos con la siguiente ecuación

$$\frac{400 (1 - \epsilon_{m0})^2 u_{m0} \mu}{d_p} + 2.4 \rho_g u_{m0}^2 = (\rho_s - \rho_g) d_p \epsilon_{m0}^3 g \quad (30)$$

y mostraron que sus datos correlacionaron adecuadamente también con la ecuación de Wen & Yu.

Estimación de velocidades mínimas de fluidización a altas temperaturas.

Singh, Rigby & Callcott (1973) obtuvieron velocidades mínimas de fluidización hasta temperaturas de 500 °C fluidizando arena con distintos gases: aire, argón, vapor, acetileno, hidrógeno y gas natural. Los resultados experimentales obtenidos pueden ser representados adecuadamente (con un error menor del 16%) con la correlación de Wen & Yu. Lo sorprendente de estos resultados experimentales, que hace dudar de ellos, es que las velocidades mínimas de fluidización experimentales sean mayores que las que predice la ecuación de Wen & Yu, a las distintas temperaturas experimentadas.

Mii, Yoshida & Kurii (1973) fluidizaron grafito con aire y nitrógeno. Con estos resultados experimentales demostraron que la ecuación de Wen & Yu no es adecuada para predecir velocidades mínimas de fluidización a altas temperaturas, ya que los resultados experimentales son mucho menores (hasta en un 66%) que los que predice ésta.

Broughton (1974) fluidizó una mezcla de partículas sólidas de distintos tamaños a temperatura ambiente y a 1100 K proponiendo que la ecuación de Wen & Yu para partículas pequeñas

$$u_{m0} = \frac{g d_p^2 \phi_s^2 (\rho_s - \rho_g)}{\mu \delta(\epsilon_{m0})}$$

donde
$$\delta(\epsilon_{m0}) = \frac{150 (1 - \epsilon_{m0})}{\epsilon_{m0}^3}$$

puede ser escrita como

$$u_{mf} = \frac{g d_p^2 (\rho_s - \rho_g)}{C \mu} \quad (31)$$

para valores de C entre 1233 y 1650.

Avedesian & Davidson (1973) usaron la ecuación de Broughton razonablemente con un valor de 1650. Para Singh, Rigby & Calcott, C es igual a 1386 más o menos 90.

Stubington, Barrett & Lowry (1984) fluidizaron con nitrógeno partículas de carbón quemadas hasta temperaturas de 1100 °C. Demostrando que la correlación de Babú (1978)

$$u_{mf} = \frac{\mu}{\rho_g d_p} \left\{ \left[(25.25)^2 + 0.0651 G_a \right]^{0.5} - 25.25 \right\} \quad (32)$$

es adecuada para predecir los resultados experimentales, considerando ϕ_s independiente con la temperatura y observando que la ϵ_{mf} decrece con un incremento de la temperatura en el rango de 700 a 1100 °C.

Goroshko et al. (1958) proponen una ecuación conteniendo ϵ_{mf} y basándose en la ecuación de Ergun para estimar la u_{mf} . Sin embargo, cualquier método es sensible al valor de ϵ_{mf} usado. Esto representa una dificultad, ya que no es sencillo determinarlo bajo las condiciones de operación, sobre todo a altas temperaturas.

La correlación de Goroshko es

$$Re_{mf} = \frac{G_a}{\frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} + \left\{ \frac{1.75 G_a}{\epsilon_{mf}^3} \right\}^{0.5}} \quad (33)$$

En suma, la mayoría de las correlaciones mencionadas para el cálculo de U_{mf} a altas temperaturas predicen, de una manera más o menos adecuada, este parámetro. Las ecuaciones de Broughton, Babu y Goroshko son buenas para tal fin. Sin embargo, la última tiene la desventaja de tener que contar con información sobre ϵ_{mf} , cosa que no resulta demasiado fácil sobre todo a temperaturas altas. Por otra parte, las correlaciones de Broughton y Babu no necesitan de esta información y U_{mf} está en función sólo de propiedades físicas tales como densidades del gas y del sólido, viscosidad del gas, diámetro de partícula, etc.

Cabe recordar que la correlación de Broughton es aplicable en un gran rango de temperaturas, desde temperaturas ambiente hasta 1100 °K que aunado a su ecuación sencilla, trae como resultado que esta correlación sea una de las más aplicadas y aproximadas para la predicción de velocidades mínimas de fluidización en lechos fluidizados.

Entonces, a bajas temperaturas la correlación de Wen & Yu parecen tener más ventajas sobre las otras citadas. A altas temperaturas, las correlaciones de Broughton y Babu parecen ser las más adecuadas para predecir U_{mf} . Si observamos la ecuación de Wen & Yu y la ecuación de Babu se notará que la forma de ellas es la misma, la diferencia consiste en las constantes ya que para Wen & Yu valen 33.7 y 0.0408 y para Babu valen 25.25 y 0.0651. La diferencia entre ellas, se debe básicamente, al rango de temperatura en que cada una de las correlaciones es aplicable.

CAPITULO III

MODELOS HIDRODINAMICOS PARA CALCULAR CONVERSIONES EN REACTORES DE LECHO FLUIDIZADO.

Se ha dicho que cuando el lecho toma el aspecto de un líquido en ebullición, moviéndose los sólidos vigorosamente y ascendiendo rápidamente grandes burbujas a través del lecho; tenemos en estas condiciones, el lecho fluidizado denominado de borboteo.

Como el lecho de borboteo presenta desviaciones muy grandes con respecto al contacto ideal, se consideran una gran variedad de aproximaciones sobre la caracterización del flujo que a continuación se especifican:

MODELOS DE DISPERSION Y TANQUES EN SERIE

Era natural que el primer intento para encontrar un modelo fuera el ensayar con modelos sencillos de un sólo parámetro; sin embargo, como estos modelos no pueden tener en cuenta el hecho de que la conversión observada sea muy inferior a la de flujo en mezcla completa, estas aproximaciones han sido abandonadas por la mayor parte de los investigadores. (ver Tabla III.1)

MODELOS RTD (DISTRIBUCION DEL TIEMPO DE RESIDENCIA).

El cálculo de las conversiones en este tipo de modelos está basado en la RTD. Ahora bien, como la velocidad de la reacción catalítica de un elemento de gas depende de la cantidad de sólido en contacto con él, el coeficiente cinético efectivo será pequeño cuando el gas forme grandes burbujas, y grande cuando este emulsionado. Por consiguiente, cualquier modelo que simplemente pretenda calcular la conversión a partir de la RTD y un determinado coeficiente cinético, en realidad supone que todos los elementos del gas (tanto los que se mueven rápidamente como los que lo hacen lentamente), emplean la misma fracción de tiempo en ca

TABLA III.1 Sumario de los resultados de investigación usando la técnica del trazador, básica en el desarrollo de los modelos de dispersión y tanques en serie.

Investigador	Modelo	Cond. Exp.	Resultados Exp.
Gilliland Nason	modelo de dispersión	gas: aire trazador: He Partícula: F.C.C., vidrio $D_t = 2.5 - 11.4$ cm	$Ez \propto U_0^2 \rho_p (1 - \epsilon)$ Ez es afectada por la U_{mf} $Ez = 10^2 - 10^3$ cm ² /seg.
Nuchi et al.	modelo de dispersión	gas: aire trazador: NH ₃ partícula: arena, vidrio $D_t = 5 - 15$ cm	$Ez/v = 10^2 (Re_p / (1 - \epsilon))^{0.9}$ para $15 < Re_p / (1 - \epsilon) < 50$ $Ez/v = 180 (Re_p / (1 - \epsilon))^{0.8}$ para $50 < Re_p / (1 - \epsilon) < 200$
Winter	Modelo de dispersión	gas: aire trazador: He partícula: vidrio $D_t = 2 - 13.5$ cm	$Ez = C d_p^{2.2} \exp(-w d_p^3 / U_0^3)$ donde $w = 3.5(10^5)$ $C = 3.6(10^7)$

(54)

Kobayashi, et al.	Modelo de dos regiones $D_{ax} = 0$ $U_e = U_{mf}$	gas: aire trazador: He particula: silica gel $D_t = 8.4 \text{ cm}$	$F_0 = 11/D_0$
De Groot	Modelo de dos regiones $D_{ax} = 0$ $U_e = U_{mf}$	gas: aire trazador: He particula: silica $D_t = 10 - 150 \text{ cm}$	$H_K = 0.67 \cdot D_t^{0.25} \cdot H^{0.5}$ donde H = altura del lecho, mts. $H_K = U_0/F_0$; U_0 en m/seg.
Iwasaki et al.	distribución del tiempo de contacto.	gas: aire trazador: H_2 , C_2H_4 , C_3H_8 particula: silica alumina $D_t = 5.08 - 7.63 \text{ cm}$	$X = 1 - \int_0^{\infty} \exp(-kt) E dt$
Kato, et al	modelo de dos regiones $U_e = 0$ $D_{ax} = 0.68 \cdot (U_0 - U_{mf})/U_{mf}$ $\cdot D_p \epsilon$	gas: aire, H_2 , N_2 trazador: H_2 , C_2H_4 , C_3H_8 particula: silica alumina $D_t = 10 \text{ cm}$ $d_p = 1 - 3 \text{ cm}$	$F_0 = 5 - 3 \text{ seg}^{-1}$ para $U_0/U_{mf} = 2 - 30$ $M = 0.4 - 0.2 \text{ seg}^{-1}$ para $U_0/U_{mf} = 2 - 30$

Notación: E_z = coef. de dispersión axial del gas en el lecho
 ν = viscosidad cinemática
 F_o = coef. de intercambio de gas por unidad de volumen de burbuja
 M = coef. de intercambio sólido entre la fase burbuja y la fase emulsión por unidad de volumen de burbuja
 D_{ax} = coef. de dispersión axial del reactante en la fase-emulsión
 U_e = velocidad superficial del gas en la fase emulsión
 D_p = diámetro del lecho empacado

da una de las fases. Como demostraremos al estudiar los detalles del contacto gaseoso en lechos fluidizados, esta hipótesis no es digna de confianza, por consiguiente resulta totalmente inadecuado el empleo directo de la RTD para predecir las conversiones.

MODELOS DE DISTRIBUCION DEL TIEMPO DE CONTACTO

Para evitar esta dificultad y continuar utilizando la información dada por la RTD, se han propuesto modelos que suponen que el gas que se mueve más rápidamente permanece principalmente en la fase de burbuja y el más lento en la de emulsión. Gilliland & Knudsen (1970) utilizaron esta aproximación admitiendo que el coeficiente cinético efectivo dependía del tiempo de permanencia del elemento de gas en el lecho, es decir

$$\left. \begin{array}{l} \text{tiempo de permanencia pequeño equivale a } k \text{ pequeño} \\ \text{tiempo de permanencia grande equivale a } k \text{ grande} \end{array} \right\} \text{ o } k = k_0 t^m$$

donde m es un parámetro determinado. Combinando con la ecuación

$$\bar{C}_R = \frac{C_{A0} k_1}{k_2 - k_1} \int_0^{\infty} [\exp(-k_1 t) - \exp(-k_2 t)] E dt$$

que es para el producto intermedio R en reacciones sucesivas de primer orden, encontramos para la conversión

$$\frac{\bar{C}_A}{C_{A0}} = \int_0^{\infty} \exp(-kt) E dt = \int_0^{\infty} \exp(-k_0 t^{m+1}) E dt$$

El problema de esta aproximación es el obtener una función significativa de E a partir de la curva C medida, que a su vez es también una medida aleatoria dado que se obtiene a la salida de un lecho en donde existe una retromezcla considerable y un elemento de trazador puede pa-

sar repetidamente por el punto de medida.

MODELOS DE DOS REGIONES

En el campo de la investigación se ha realizado un gran esfuerzo para desarrollar modelos basados en que el lecho de borbooteo está formado, de hecho, por dos zonas bastante diferenciadas: la fase de burbuja y la fase emulsionada. Como estos modelos contienen seis parámetros, se han propuesto muchas simplificaciones y casos especiales (15 hasta la fecha), y también se empleó el modelo completo de seis parámetros.

Esta aproximación ha tenido un éxito relativo como técnica de correlación para ajustar una serie determinada de datos; sin embargo, no ha tenido gran utilidad para representar datos de diversos sistemas o para el escalado a condiciones diferentes. La dificultad se encuentra en que no se sabe el modo de asignar valores a los parámetros para las nuevas condiciones. (ver Tabla III.2)

MODELOS DE FLUJO HIDRODINAMICO

A partir de los resultados obtenidos con las aproximaciones anteriores se llega a la conclusión de que es necesario tener un conocimiento más profundo de lo que ocurre en el lecho, si se pretende desarrollar un modelo de flujo que permita llegar a predicciones adecuadas. En particular hemos de conocer mejor el comportamiento de las burbujas ascendentes del gas ya que probablemente son ellas las que ocasionan la mayor parte de las dificultades.

A este respecto son de particular importancia dos consideraciones básicas. La primera es la de Davidson; se trata de un desarrollo marcadamente teórico con una comprobación experimental de las características esenciales del flujo en las proximidades de una burbuja ascendente de gas. Para las burbujas características de un lecho fluidizado con borbooteo vigoroso demostró lo siguiente:

1.- Las burbujas de gas permanecen como tales, recirculando de modo muy parecido a un anillo de humo y penetrando solamente una pequeña distancia en la emulsión. Esta zona de penetración se denomina nube porque -

TABLA III.2 Sumario de los resultados del desarrollo teórico del modelo de dos regiones

Investigador	Parámetros Asumido	Método	a o Fo	Comentarios
Van Deemter	$a = 0$ $U_e = 0$ $Dax = Ds$	un análisis en estado estable de una reacción de 1 ^{er} orden con el modelo de dos regiones.	$H_K = FoH/U_0$ $H_K = 0.5-2.5$ $a = 0$	Fo no es relacionado con el mov. de la burbuja en el lecho.
Muchi	$U_e = U_{mf}$ $0 < Dax < \infty$	un estudio del efecto de Fo , a , Dax , U_e sobre la conversión en una relación de 1 ^{er} orden.		no existe relación entre el mov. de la burbuja y los parámetros asumidos.
Namuro, Muchi	$U_e = U_{mf}$ $a = 0$	análisis de una reacción de 1 ^{er} orden basada en el modelo de dos regiones.	$Fo/\phi = 0.05$	

(67)

Van Deemter	$Dax = 0$	análisis de una reacción de 1 ^{er} orden	$Fo = 0.4-1.2 \text{ seg}^{-1}$	a, Fo, Ue , no se relacionan con el crecimiento de las burbujas en el lecho.
Kunii, Levenspiel	$Ue = 0$	análisis de varios fenómenos en lechos fluidizados por el modelo de lecho de borboteo	$1/K_{be} = 1/K_{bc} + 1/K_{ce}$	parámetro: D_B el modelo se caracteriza por un tamaño efectivo de burbuja.
Davidson, Harrison	$Dax = 0 \text{ a } \infty$ $a = 0$	estimación de conversiones para una reacción de 1 ^{er} orden.	$Fo = 5.85(D_e^{0.5} g^{0.25} / D_B^{5/4}) + 4.5(U_{mf} / D_B)$	parámetro: D_B el modelo no considera el crecimiento de las burbujas en el lecho.
Kobayashi, Arai	$Ue = 0$ $Dax = 0$	un estudio del efecto de k, a, D_e y Fo en la conversión de una reacción de 1 ^{er} orden.		a, Fo, Dax no se relacionan con el mov. de burbujas.

Notación:

$$K_{bc} = 4.5 (u_{mf}/D_B) + 5.85 (D_e^{-0.5} g^{0.25} / D_B^{5/4})$$

$$K_{ce} = 6.78 (\epsilon_{mf} D_e u_B / D_B)^{0.5}$$

a = área de contacto gas-líquido por unidad de volumen

D_s = coef. de dispersión axial del sólido en la fase emulsión

D_e = difusividad del gas reactante

K_{bc} = coef. de transferencia de masa entre burbuja y nube

K_{ce} = coef. de transferencia de masa entre nube y emulsión

K_{be} = coef. de transferencia de masa global

envuelve la burbuja ascendente.

2.- Todas las magnitudes relacionadas, tales como la velocidad de ascensión, el espesor de la nube, la velocidad de recirculación, son funciones sencillas del tamaño de burbuja ascendente.

El hecho sorprendente e importante de estas dos conclusiones, es que la burbuja de gas está mucho más segregada de la emulsión de lo que podríamos esperar.

La segunda consideración básica importante fué la de Rowe & Partridge (1962) que observaron experimentalmente que cada burbuja de gas arrastraba una estela considerable de sólidos hacia la parte superior del lecho (como se indica en la figura 1.1).

Estas dos consideraciones constituyen el fundamento de los modelos de tipo hidrodinámico empleando el tamaño de burbuja como parámetro y todas las demás magnitudes en función de él. Trataremos el primero y más sencillo de estos modelos, el modelo de lecho de borboteo de Kunii & Levenspiel (1968).

MODELO DE KUNII & LEVENSPIEL DE LECHO DE BORBOTEO

Fase burbuja:

1.- Tamaño de burbuja. Las burbujas son del mismo tamaño y están distribuidas uniformemente en el lecho. Esta suposición no está muy apegada a la realidad. Normalmente, se observan burbujas pequeñas en el fondo del lecho y grandes al final del mismo. Por consiguiente, en cualquier nivel del lecho, el tamaño de burbuja no es uniforme. Sin embargo, se considerará un tamaño promedio de burbuja denominado tamaño de burbuja efectivo.

2.- El flujo del gas en las proximidades de las burbujas ascendentes se ajusta al modelo de Davidson, que asume que toda burbuja ascendente está rodeada de una nube esférica. La velocidad de ascensión de -

una burbuja de diámetro D_B , está dada por

$$u_{B\lambda} = 0.711 (g D_B)^{1/2} \quad (1)$$

y la velocidad de ascensión de las burbujas, nubes y estelas es

$$u_B = u_0 - u_{m\delta} + u_{B\lambda} = u_0 - u_{m\delta} + 0.711 (g D_B)^{1/2} \quad (2)$$

El tamaño de la nube está dado por

$$(D_C/D_B)^3 = (R_C/R_B)^3 = \frac{u_{B\lambda} + 2u_{m\delta}/\epsilon_{m\delta}}{u_{B\lambda} - u_{m\delta}/\epsilon_{m\delta}} \quad (3)$$

donde D_C y R_C son el diámetro y radio de la nube, respectivamente.

Como el tamaño y la velocidad de las burbujas se incrementa, el espesor relativo de la nube decrece. De la ecuación (3) podemos ver que cuando $u_{B\lambda}/(u_{m\delta}/\epsilon_{m\delta}) > 5$, el espesor de la nube es menor que el 10% del diámetro de la burbuja.

Finalmente, el flujo volumétrico de gas en cada burbuja es

$$q = \frac{3\pi}{4} u_{m\delta} D_B^2 \quad (4)$$

3.- Cada burbuja arrastra consigo una estela de sólidos, creando una circulación de sólidos en el lecho con flujo ascendente detrás de las burbujas y flujo descendente en el resto de la emulsión. Además, si δ es la fracción de burbujas en el lecho, la fracción hueca promedio del lecho ϵ_f es relacionada con la fracción hueca en la emulsión y con δ por

$$\epsilon_f = \delta + (1 - \delta)\epsilon_c \quad (5)$$

donde midiendo δ y ϵ_f podemos calcular ϵ_e . Como ϵ_e varía con la posición en el lecho, tomamos la fracción hueca de la emulsión en condiciones mínimas de fluidización, entonces $\epsilon_e = \epsilon_{mf}$. Estas fracciones huecas se relacionan con alturas de lecho como sigue

$$1 - \delta = H_{mf}/H_0 = (1 - \epsilon)/(1 - \epsilon_{mf}) \quad (6)$$

4.- La emulsión se mantiene en la condición de fluidización mínima. - Observando la figura III.1, el flujo de gas a través de la fase emulsión es u_{mf} y el flujo de gas a través de la burbuja ascendente es $u_B + 3u_{mf}$. Haciendo un balance de materia para el gas tenemos

$$\{\text{flujo total del gas}\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{flujo ascendente} \\ \text{en la burbuja} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{flujo ascendente} \\ \text{en la emulsión} \end{array} \right\}$$

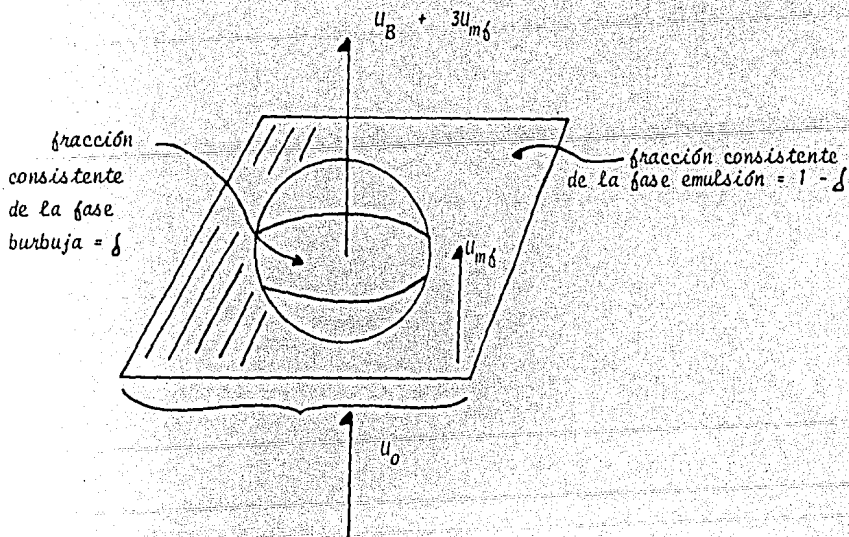


Figura III.1 Sección transversal de un lecho conteniendo burbujas ascendentes

matemáticamente, el balance de materia da

$$U_o = (1 - f)U_{m\delta} + f(U_B + 3U_{m\delta}) \quad (7)$$

En un lecho de burbujas grandes y rápidas o para la condición de $U_B/(U_{m\delta}/\epsilon_{m\delta}) > 5$ donde la nube es casi insignificante, cada burbuja ascendente lleva su propio gas, por lo tanto, la velocidad neta de ascensión de la burbuja es simplemente la de la burbuja misma, entonces la ecuación (7) se convierte en

$$U_o = (1 - f)U_{m\delta} + fU_B$$

despejando U_B tenemos

$$U_B = \frac{U_o - (1 - f)U_{m\delta}}{f} \quad (8)$$

Ahora, para velocidades de gas bajas, la fracción de burbuja es muy pequeña; entonces se puede escribir, con un pequeño error

$$U_B = \frac{U_o - U_{m\delta}}{f} \quad (9)$$

En la región intermedia donde las burbujas tienen una apreciable nube, o $1 < U_B/(U_{m\delta}/\epsilon_{m\delta}) < 5$, es suficiente interpolar los resultados para las dos regiones límites.

En suma, las ecuaciones (2), (7) y (9) relacionan las variables de la fase burbuja en cualquier punto del lecho con las condiciones de fluidización, U_o y $U_{m\delta}$. Estas ecuaciones muestran que midiendo una cantidad, el tamaño de burbuja, es suficiente para caracterizar la fase burbuja de un lecho fluidizado.

Fase emulsión:

5.- La relación entre la velocidad de ascenso del gas en la emulsión,

u_c , y la velocidad de flujo descendente de sólidos en la emulsión, u_s , está dada para las condiciones de mínima fluidización como

$$u_c = (u_{m0} / \epsilon_{m0}) - u_s \quad (10)$$

donde u_s será determinada posteriormente.

Haciendo un balance de materia de los sólidos en el lecho tenemos

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{flujo ascendente de sólidos} \\ \text{con la burbuja} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{flujo descendente de} \\ \text{sólidos en la emulsión} \end{array} \right\}$$

En símbolos resultaría

$$(1 - \delta - \alpha \delta) u_s = \alpha \delta u_B$$

donde α es definida como

$$\alpha = \frac{\text{volumen de la estela}}{\text{volumen de la burbuja}} = \frac{v_w}{v_b}$$

Entonces, la velocidad descendente de sólidos en la emulsión es

$$u_s = \frac{\alpha \delta u_B}{1 - \delta - \alpha \delta} \quad (11)$$

En suma, para velocidades de gas bajas, las ecuaciones (2), (6), (7) y (9) describen el comportamiento de la burbuja y la condición de la emulsión está dada por la ecuación (10) donde generalmente se toma $u_s = 0$. Para velocidades de gas altas, las mismas ecuaciones que para velocidades bajas son aplicables. Por lo tanto, las ecuaciones (2), (6), (7) y (9) son utilizables para un gran rango de velocidades de gas.

Intercambio de gas entre gases.

En los reactores de lecho fluidizado, la dificultad ha sido siempre la representación del flujo; veamos el modo de deducir la ecuación de diseño para el modelo de flujo de tipo hidrodinámico, el modelo de lecho de borboteo.

Si suponemos un caudal de gas suficientemente elevado (lecho de borboteo vigoroso con grandes burbujas que ascienden a través del lecho), serán tan pequeños el flujo de gas en la emulsión y el volumen de la nube, que podemos despreciar el flujo de gas a través de estas regiones. En consecuencia, como aproximación, podemos considerar que el flujo a través del lecho se produce solamente en la fase de burbuja. Por lo tanto, si la reacción catalítica es de primer orden con $\epsilon_A = 0$, es decir:

$$-r_A = - \frac{1}{V_{\text{sólidos}}} \frac{dN_A}{dt} = k C_A$$

tenemos para la reacción y desaparición de A en una burbuja ascendente

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{desaparición de la} \\ \text{burbuja de gas} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{reacción en} \\ \text{la burbuja} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a la} \\ \text{nube y la estela} \end{array} \right\}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a la} \\ \text{nube y la estela} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{reacción en la} \\ \text{nube y la estela} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a} \\ \text{la emulsión} \end{array} \right\}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a} \\ \text{la emulsión} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{reacción en} \\ \text{la emulsión} \end{array} \right\}$$

En términos matemáticos estas expresiones serán

$$-r_{A,b} = - \frac{1}{V_{\text{burbuja}}} \frac{d^i_A}{dt} = \gamma_b^i k C_{Ab} + K_{bc} (C_{Ab} - C_{Ac})$$

$$K_{bc} (C_{Ab} - C_{Ac}) = \gamma_c^i k C_{Ac} + K_{ce} (C_{Ac} - C_{Ae})$$

$$K_{ce} (C_{Ac} - C_{Ae}) = \gamma_c^i k C_{Ac}$$

donde por definición

k = coeficiente cinético de la reacción

K_{bc} = coeficiente de intercambio entre la burbuja y la nube

K_{ce} = coeficiente de intercambio entre la nube y la emulsión

La relación entre estos coeficientes de intercambio está dada por

$$\frac{1}{K_{bc}} = \frac{1}{k} + \frac{1}{K_{ce}}$$

donde K_{bc} = coeficiente de intercambio global entre la burbuja y la emulsión

$$\gamma_b^i = \frac{\text{volúmen de los sólidos dispersos en las burbujas}}{\text{volúmen de las burbujas}}$$

$$\gamma_c^i = \frac{\text{volúmen de los sólidos dentro de las nubes y estelas}}{\text{volúmen de las burbujas}}$$

$$\gamma_e^i = \frac{\text{volúmen de los sólidos en la emulsión}}{\text{volúmen de las burbujas}}$$

Utilizando la expresión teórica de Davidson para la circulación burbuja-nube y la teoría de Higbie (1935) para la difusión nube-emulsión, el intercambio de gas entre la burbuja y la nube, viene dada -

por

$$K_{bc} = \frac{\left(\begin{array}{l} \text{volúmen de gas que va desde la burbuja} \\ \text{hasta la nube y desde la nube a la burbuja} \end{array} \right)}{\left(\begin{array}{l} \text{volúmen de la burbuja} \\ \text{tiempo} \end{array} \right)}$$

$$K_{bc} = 4.5 \frac{u_{m6}}{D_B} + 5.55 \frac{D_e^{0.5} g^{1/4}}{D_B^{5/4}} \quad (12)$$

entre la nube y la emulsión

$$K_{ce} = \frac{\left(\begin{array}{l} \text{volúmen intercambiado} \end{array} \right)}{\left(\begin{array}{l} \text{volúmen de la burbuja} \\ \text{tiempo} \end{array} \right)}$$

$$K_{ce} = 6.78 \left\{ \frac{\epsilon_{m6} D_e U_B}{3 D_B} \right\}^{1/2} \quad (13)$$

donde D_e = difusividad efectiva del gas, cm^2/seg

Con las expresiones del balance de materia, ecuaciones (1) a (11) podemos demostrar que

$$Y_c = (1 - \epsilon_{m6}) \left\{ \frac{3 u_{m6}' \epsilon_{m6}}{u_{Bn} - u_{m6}' \epsilon_{m6}} + \alpha \right\} \quad (14)$$

!!

$$Y_c = \frac{(1 - \epsilon_{m6}) (1 - \delta)}{\delta} - (Y_c + Y_B) \quad (15)$$

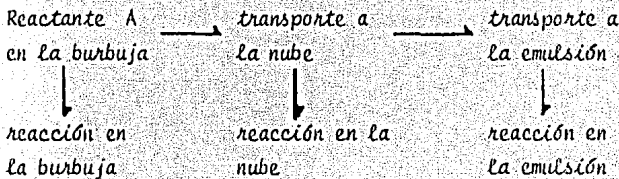
Eliminando todas las concentraciones intermedias en las ecuaciones de reacción y desaparición de A en una burbuja ascendente, encontramos que:

$$\ln \frac{C_{Ao}}{C_A} = \left\{ \delta_b k + \frac{1}{\frac{1}{k_{bc}} + \frac{1}{\delta_c k + \frac{1}{\frac{1}{k_{ce}} + \frac{1}{\delta_e k}}}} \right\} \frac{H}{u_B} \quad (16)$$

en la que aproximadamente

$$\frac{H}{u_B} = \left\{ \frac{1 - \epsilon}{1 - \epsilon_{mf}} \right\} \frac{H_0}{u_{Br}} \quad (17)$$

y los cinco términos del corchete representan las resistencias complejas en serie-paralelo al transporte de materia y a la reacción, es decir:



Experimentalmente se ha demostrado que $\delta_b = 0.001$ a 0.01 y que $\alpha = 0.25$ a 1.0 , aunque para Rowe & Partridge $\alpha = 0.2$ a 0.3

Para una reacción muy rápida (valor alta de k) muy poco A llega a pasar a la emulsión, por lo que son dominantes los dos primeros términos del corchete. Para reacciones lentas los últimos términos del corchete se hacen cada vez más significativos.

Las expresiones anteriores muestran que si conocemos ε_{mf} , estimamos α y medimos u_{mf} y u_0 , pueden determinarse todas las magnitudes referentes al flujo y a los volúmenes de las regiones en función de un sólo parámetro, el tamaño de burbuja.

Pasos para simular con el modelo de Kunii & Levenspiel de lecho de borboteo.

- 1.- Asignar valores a D_c , α , ε_{mf} , k , δ'_b , ε , D_t , d_p , ρ_g , ρ_s , H_0 , μ
 n_d (sólo si se usa plato perforado como distribuidor de gas)
- 2.- Calcular u_{mf} con la correlación de Babu, Broughton o Wen & Yu según sea el caso
- 3.- Evaluar H_{mf} y hacer $h = 1/2 H_{mf}$
- 4.- Hacer para $4 u_{mf} < u_0 < 21 u_{mf}$ lo siguiente
 - a) Calcular D_B con la correlación de Kato & Wen
 - b) Calcular valores de U_{Bh} , K_{bc} , δ'_c , u_B , f , K_{ce} y δ'_e
 - c) Calcular H/u_B
 - d) Calcular $\ln C_{A0}/C_A$
 - e) Calcular X_A
- 5.- Imprimir valores de u_{mf} , D_B , u_0 y X_A

Posteriormente será compilado en lenguaje BASIC para introducirlo en la microcomputadora. El programa y sus resultados están dados en el próximo capítulo.

Modificaciones al modelo de Kunii & Levenspiel de lecho de Borboteo.

Enfocando la atención sobre la reacción y desaparición de A en una burbuja ascendente a través del lecho, tenemos

$$- \frac{1}{V_B} \frac{dN_A}{dt} = - u_B \frac{dC_{Ab}}{dy} = K_f C_{Ab}$$

donde K_f es el coeficiente global de reacción que involucra los procesos de transferencia de masa entre las fases emulsión y burbuja en un sólo parámetro.

Haciendo un balance de materia de A en la burbuja ascendente tenemos que

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{desaparición de la} \\ \text{burbuja de gas} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{reacción en} \\ \text{la burbuja} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a la} \\ \text{nube y la estela} \end{array} \right\}$$

$$\left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a la} \\ \text{nube y la estela} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{reacción en la} \\ \text{nube y la estela} \end{array} \right\} + \left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a} \\ \text{la emulsión} \end{array} \right\}$$

$$\therefore \left\{ \begin{array}{l} \text{transporte a} \\ \text{la emulsión} \end{array} \right\} = \left\{ \begin{array}{l} \text{reacción en} \\ \text{la emulsión} \end{array} \right\}$$

En términos matemáticos estas expresiones serán

$$- u_B \frac{dC_{Ab}}{dy} = K_f C_{Ab} = \delta_b^A k C_{Ab} + K_{bc} (C_{Ab} - C_{Ac})$$

$$K_{bc} (C_{Ab} - C_{Ac}) = \delta_c^A k C_{Ac} + K_{ce} (C_{Ac} - C_{Ae})$$

$$K_{ce} (C_{Ac} - C_{Ae}) = \delta_e^A k C_{Ae}$$

Entonces, eliminando concentraciones obtenemos la siguiente ecuación

$$K_f = k \left\{ \delta_b^A + \frac{1}{\frac{k}{K_{bc}} + \frac{1}{\delta_c^A + \frac{1}{\frac{k}{K_{ce}} + \frac{1}{\delta_e^A}}}} \right\} \quad (18)$$

donde $\frac{k}{K_{bc}} = D_{ac}$ y $\frac{k}{K_{ce}} = D_{ac}$

D_a = número de Damköhler que relacionan el coeficiente cinético con los coeficientes de transferencia de masa entre las fases.

Definiendo una efectividad de fase como

$$\eta = \frac{\gamma}{1 + \gamma D_a} \quad (19)$$

con las siguientes propiedades

D_a pequeño $\eta \rightarrow \gamma$, eficiencia alta de la fase

D_a grande $\eta \rightarrow 0$, eficiencia casi nula de la fase

Por consiguiente, para la fase burbuja

$$\eta_b = \gamma_b \quad (20)$$

para la fase nube-estela

$$\eta_c = \frac{\gamma_c}{1 + \gamma_c D_{ac}} \quad (21)$$

para la fase emulsión

$$\eta_e = \frac{\gamma_e}{1 + \gamma_e D_{ac}} \quad (22)$$

Definiendo la eficiencia global del lecho fluidizado como

$$\eta_{\delta} = \frac{K_{\delta}}{k} \frac{\text{volúmen burbuja}}{\text{volúmen sólidos}} = \frac{K_{\delta}}{k} \frac{V_B}{V_S} = \eta_0 \frac{V_B}{V_S} \quad (23)$$

en términos del modelo de Kunii & Levenspiel resultaría

$$\eta_{\delta} = \frac{V_B}{V_S} \left\{ \delta_b + \frac{1}{D_a c + 1/\delta_c + \eta_c} \right\} \quad (24)$$

para D_a grande, y $\eta_c = 0$

$$\eta_{\delta} = \frac{V_B}{V_S} (\delta_b + \eta_c) < 1$$

si $\eta_c = 0$ y $\eta_c = 0$ $\eta_{\delta} = \frac{V_B}{V_S} \delta_b \ll 1$

para D_a pequeño

$$\eta_{\delta} = \frac{V_B}{V_S} (\delta_b + \delta_c + \delta_e) \rightarrow 1$$

siendo $\delta_e > \delta_c \gg \delta_b$

Especificación de parámetros de lecho.

El coeficiente de transferencia de masa en la interfase está definido como

$$K_{12} = \frac{\text{volúmen de gas intercambiado entre fases 1 y 2}}{\text{(volúmen de burbujas en el lecho) (tiempo)}}$$

Ahora K_{bc} es encontrado asumiendo que el intercambio entre burbuja y nube ocurre por flujo q y difusión, según el modelo de Davidson & Harrison (1963), entonces

$$K_{bc} (C_{Ab} - C_{Ac}) = \frac{(q + k_g S) (C_{Ab} - C_{Ac})}{V_B}$$

En términos del diámetro de burbuja, D_B , Davidson & Harrison derivan expresiones para q y k_g

$$q = \frac{3 \pi}{4} u_{mf} D_B^2$$

$$k_g = 0.975 (D_e)^{0.5} (g/D_B)^{0.25}$$

por consiguiente

$$K_{bc} = 4.5 \frac{u_{mf}}{D_B} + 5.85 \frac{D_e^{0.5} g^{0.25}}{D_B^{5/4}}$$

Entre nube y emulsión, el transporte ocurre solamente por difusión.

Asumiendo el modelo de penetración de Higbie, como fue empleado en el modelo de Davidson & Harrison, el coeficiente de transferencia entre la nube con la emulsión es

$$K_{ce} = 6.78 \left\{ \frac{\epsilon_{mf} D_e u_B}{3 D_B} \right\}^{1/2}$$

La velocidad de burbuja u_B es relacionada con la velocidad superficial del gas u_0 , la velocidad mínima de fluidización u_{mf} y D_B por el modelo de Davidson & Harrison

$$u_B = u_0 - u_{mf} + 0.711 (g D_B)^{0.5}$$

La distribución de sólidos está dada por

$$\delta (\gamma_c + \gamma_b + \gamma_e) = (1 - \epsilon_{mf}) (1 - \delta) \quad (25)$$

donde ϵ_{mf} = porosidad o fracción hueca en la mínima fluidización

δ = fracción de lecho conteniendo burbujas

$$\delta = \frac{u_0 - u_{mf}}{u_B} \quad (26)$$

Datos experimentales sugieren que $\gamma_b = 0.001$ a 0.01 . Para nubes y estelas, Kunii & Levenspiel sugieren

$$\gamma_c = (1 - \epsilon_{mf}) \left\{ \frac{3 u_{mf} / \epsilon_{mf}}{0.711 (g D_B)^{0.5} - u_{mf} / \epsilon_{mf}} + \alpha \right\}$$

$$\alpha = \frac{\text{volúmen de emulsión en el estela}}{\text{volúmen de burbujas}} = \frac{v_w}{v_B}$$

El valor de γ_e es obtenido de la ecuación de distribución de sólidos (ecuación 25) una vez que son especificados δ , γ_b , γ_c y ϵ_{mf} . Finalmente v_B/v_S , el volúmen de burbujas por volúmen total de sólidos es

$$\frac{v_B}{v_S} = \frac{\delta}{(1 - \delta) (1 - \epsilon_{mf})} = \frac{1}{\gamma_b + \gamma_c + \gamma_e} \quad (27)$$

Así, sustituyendo parámetros en la ecuación (24), la eficiencia de un lecho fluidizado (con respecto a un lecho fijo) es

$$\eta_{\delta} = \frac{\delta}{1 - \delta} \cdot \frac{1}{1 - \epsilon_{m\delta}} \left\{ \eta_b + \frac{1}{v_{ac} + \frac{1}{\delta_c + \eta_e}} \right\} \quad (28)$$

Una vez que η_{δ} es calculado, el coeficiente K_{δ} para un valor dado k es

$$K_{\delta} = \eta_{\delta} k \frac{v_s}{v_B} \quad (29)$$

if la conversión es calculada por

$$X_A = 1 - \exp[-K_{\delta} \Theta_B] \quad (30)$$

donde Θ_B es el tiempo de contacto de burbuja, que puede ser expresado como

$$\Theta_B = \frac{H_0 (1 - \epsilon)}{u_{Br} (1 - \epsilon_{m\delta})} \quad (31)$$

donde H_0 = altura del lecho estático, cm
 ϵ = fracción hueca del lecho fijo
 u_{Br} = velocidad ascendente de burbuja, cm/seg

En suma, las modificaciones que se efectuaron con respecto al modo original de Kurii & Levenspiel, son las siguientes:

1.- Se engloba en un sólo coeficiente, todos los procesos de transferencia de masa entre las fases, ocurridos en el lecho.

2.- Introducción de un nuevo factor denominado V_B/V_S , volúmen de burbujas por volúmen total de sólidos, cuyo valor afecta a la eficiencia global del lecho fluidizado.

3.- La consideración de un número adimensional llamado número de --- Danköbler, que relaciona el coeficiente de transferencia de masa de la burbuja a la nube, K_{bc} y de la nube a la emulsión, K_{cc} , con el coeficiente cinético de la reacción.

4.- La definición de una eficiencia de fase así como de una eficiencia global del lecho fluidizado con respecto a un lecho fijo. Se sabe que en un lecho fijo la conversión es mayor que en un lecho fluidizado.

5.- Finalmente, se define un tiempo de contacto de burbuja cuyo valor es importante para el cálculo específico de la conversión en un lecho fluidizado. Aunque Kunii & Levenspiel ya lo habían definido en su modelo, no le dieron un nombre específico como se hace en esta modificación.

Pasos para simular con el modelo de Kunii & Levenspiel modificado.

- 1.- Asignar valores a D_c , α , ϵ_{mf} , k , δ_b , ϵ , D_r , d_p , ρ_s , ρ_g , H_0 , μ
- 2.- Calcular u_{mf} con la correlación de Babu, Broughton o Wen & Yu según sea el caso
- 3.- Evaluar H_{mf} y hacer $h = 1/2 H_{mf}$
- 4.- Hacer para $4 u_{mf} < u_0 < 21 u_{mf}$ lo siguiente
 - a) Calcular D_B con la correlación de Kato & Wen
 - b) Calcular valores de u_{bh} , K_{bc} , δ_c , u_B , δ , K_{cc} y δ_e
 - c) Calcular V_B/V_S
 - d) Calcular η_c , η_c' y η_b
 - e) Calcular Θ_B , K_δ y X_A
- 5.- Imprimir valores de u_{mf} , D_B , u_0 y X_A

El programa compilado en BASIC y sus resultados estarán dados en el próximo capítulo.

Otra modificación importante que se le hace al modelo de Kunii & Levenspiel es la efectuada por los investigadores españoles Luis Gutiérrez Jodra, José Manuel Aragón Romero y Carlos Jiménez López.

Ellos indican que aunque en principio el modelo es válido para cualquier lecho fluidizado con tamaño de burbuja uniforme, el análisis numérico de las ecuaciones indica que si el tamaño de burbuja puede disminuirse por debajo de ciertos valores mediante pantallas internas, pueden obtenerse resultados sorprendentes.

Así por ejemplo, en la ecuación para evaluar β_c , los valores de ϵ_{mf} y U_{mf} son parámetros característicos del lecho en estado de mínima fluidización, luego no dependen de las condiciones de trabajo en fluidización vigorosa. El único término dependiente del tamaño de burbuja es U_{Br} , calculable por la ecuación (1), y también independiente del resto de condiciones de trabajo. Según esto, el valor de β_c dependerá únicamente del tamaño de burbuja. Si se supone que dicho tamaño puede disminuirse mediante pantallas internas, puede llegarse a valores negativos del término $(3 U_{mf} / \epsilon_{mf}) / (U_{Br} - U_{mf} / \epsilon_{mf})$ e incluso a valores negativos de β_c . Por ejemplo para un sistema fluidizado con $U_{mf} = 10$ cm/seg y $\epsilon_{mf} = 0.5$, se tendría que si el tamaño de burbuja fuera de 0.81 cm, se tendría $U_{Br} = 20$, con lo cual $\beta_c \rightarrow \infty$. Además, un pequeño cambio del valor del tamaño de burbuja daría valores muy diferentes de β_c . Así, para $D_B = 0.73$ se obtiene $\beta_c = -29.8$, mientras que para $D_B = 0.89$, β_c valdría 30.1. Esto quiere decir, en términos generales, que β_c es negativo para burbujas cuya velocidad de ascenso sea inferior a la velocidad intersticial del gas, lo cual no tiene sentido físico.

Por otra parte, para tamaños de burbuja pequeños, el valor de β_c es muy sensible a una variación pequeña del tamaño de burbuja. Este efecto, unido a que los coeficientes de transferencia de materia K_{Dc} y K_{Cc} son inversamente proporcionales al tamaño de burbuja, tiene como consecuencia principal que las conversiones calculadas mediante la-

ecuación $x_A = 1 - \exp(-K_f \Theta_B)$ son diferentes a las experimentales e incluso, en algunos casos, superiores a la máxima teórica correspondiente a flujo de pistón en lecho fijo.

Las modificaciones del modelo de Kunii & Levenspiel que se proponen son las siguientes:

1. Hacer $f_c = 0$ en todos los casos en que al aplicar su ecuación de cálculo se obtenga un valor negativo o tendiente a infinito de dicho parámetro.

2. El coeficiente K_{bc} , fue deducido en el modelo de Kunii & Levenspiel de acuerdo con la suposición de que las burbujas son lenticulares (se refiere a que el volumen de gas en la burbuja total forma un lente), ver figura 111.2. Suponiendo burbujas más próximas a la forma esférica y siguiendo el modelo de Davidson, se obtienen valores diferentes de las constantes de la ecuación (12). Así, para una burbuja de 254° (ver figura 111.2).

Se obtiene

$$K_{bc} = 5.04 \frac{u_{mb}}{D_B} + 5.46 \frac{D_c^{0.5} g^{0.25}}{D_B^{5/4}} \quad (32)$$

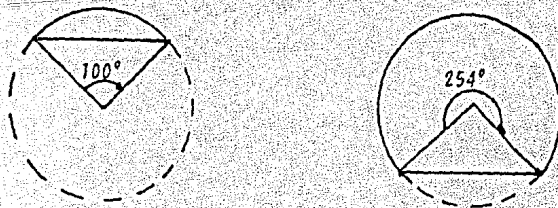


Figura 111.2 Burbujas lenticulares y cuasiesféricas

3. Tomar como valor del tamaño de burbuja efectivo el tamaño de burbuja que realmente haya en el lecho. El tamaño actual de burbuja puede estimarse mediante correlaciones existentes para lechos sin tubos internos (Kato & Wen y Mori & Wen) o con ellos (Jodra, L.G. & Aragón, J.M.), o bien puede medirse experimentalmente.

4. Introducir un nuevo único parámetro a determinar, β , cuyo valor numérico y situación en la ecuación general del modelo, ecuación (18), deben ser establecidos mediante datos experimentales de reacción.

Se ha verificado que si se calculan los valores teóricos de la conversión de acuerdo con el modelo sin modificación alguna, suelen obtenerse tamaños efectivos de burbuja que en muchos casos son superiores al diámetro del reactor.

La modificación 4 que se propone tiene como fin no sólo explicar los resultados experimentales, sino permitir extrapolaciones, predicciones y aumentos de escala con un grado de certeza mayor que el que actualmente se consigue con el modelo sin modificar.

Para establecer en que punto de la ecuación (18) sería más conveniente introducir un parámetro modificativo, se realizó un programa de cálculo en APL. Básicamente el método utilizado ha consistido en probar las siguientes alternativas:

- a) Modificar los valores de δ_c .
- b) Modificar los valores de λ_c .
- c) Modificar los valores de K_{bc} .
- d) Modificar los valores de K_{cc} .
- e) Modificar simultáneamente los valores de K_{bc} y K_{cc} .
- f) Modificar el valor de todo el denominador de la ecuación (18)

Las modificaciones consisten en dividir en cada caso el valor original de la constante correspondiente por el parámetro β y determinar para cada dato experimental que valor de dicho parámetro hace coincidir el valor de la conversión calculada con el de la experimen-

tal. Como para cada una de las alternativas probadas siempre es posible fijar dicho valor de β , se eligió la modificación que además de permitir ajustar los datos teóricos a los experimentales, diera valores de β que a su vez fueran relacionables con las condiciones de operación. Teniendo en cuenta que β es un parámetro adimensional corrector, se estableció la siguiente relación:

$$\beta = \text{cte.} (D_x/H_0)^a (u_{mf}/u_0)^b (D_B/D_x)^c (X_{\delta p} - X_{mc})^d \quad (33)$$

La mejor correlación se ha obtenido en el caso de introducir el parámetro β como factor modificativo de la constante de transferencia K_{bc} , es decir, utilizando en la ecuación (18) el valor de K_{bc} dado por la ecuación (32) y dividido por β , obtenido a su vez por la ecuación (33), que mediante un programa de ajuste por mínimos cuadrados -- tiene los siguientes valores de la constante y exponentes:

$$\text{cte.} = 4.064$$

$$a = 0.82$$

$$b = 1.64$$

$$c = 0.58$$

$$d = 0.72$$

$$\text{coeficiente de correlación: } r^2 = 0.93$$

En principio, y hasta que posteriores datos permitan ampliar el cambio de validez del modelo propuesto, el intervalo de valores de condiciones de operación utilizado es

$$0.15 < D_x/H_0 < 0.9$$

$$0.05 < u_{mf}/u_0 < 0.5$$

$$0.09 < D_B/D_x < 0.9$$

$$0.015 < X_{\delta p} - X_{mc} < 0.2$$

donde $X_{\delta p}$ = conversión con flujo en pistón

X_{mc} = conversión con flujo de mezcla perfecta

La mayor ventaja del modelo modificado que se propone, es que el parámetro β puede calcularse a partir de las condiciones de operación, con lo cual el modelo ya no tiene ningún parámetro a determinar y podría ser utilizado para la predicción de resultados. Sin embargo, el calificativo de ventaja está de dudarse ya que β ni siquiera ofrece una buena correlación de los datos.

Pasos para simular con el modelo de Kurii & Levenspiel modificado por Jodra, Aragón y Jiménez.

- 1.- Asignar valores a $D_c, \alpha, E_{m6}, h, \delta_b, E, D_z, d_p, \rho_s, \rho_g, H_0, \mu$
- 2.- Calcular U_{m6} con la correlación de Babu, Broughton o Wen & Yu según sea el caso.
- 3.- Evaluar H_{m6} y hacer $h = 1/2 H_{m6}$
- 4.- Hacer para $4 U_{m6} < U_0 < 21 U_{m6}$ lo siguiente
 - a) Calcular D_B con la correlación de Kato & Wen
 - b) Calcular valores de $U_{Bc}, \delta_c, U_B, \delta, K_{ce}$
 - c) Calcular K_{6c} con la ecuación (32)
- 5.- Comparar el valor de δ_c
 - a) Si $\delta_c < 0$ entonces haz $\delta_c = 0$ y ve a (6)
 - b) Si $\delta_c \gg 1$ entonces haz $\delta_c = 0$ y ve a (6)
 - c) Si $0 < \delta_c < 1$ entonces ve a (6)
- 6.- Calcula δ_c
- 7.- Calcular X_A
- 8.- Imprimir los valores de $U_{m6}, D_B, U_0, \delta_c$ y X_A

Como en los dos anteriores programas, Este estará compilado y resuelto en el próximo capítulo.

MODELO DE DAVIDSON & HARRISON PARA LECHOS FLUIDIZADOS CATALITICOS

Davidson & Harrison (1963) presentaron un modelo teórico basado en mecanismos de burbuja para predecir el comportamiento de lechos fluidizados catalíticos, asumiendo lo siguiente:

1.- Todo el gas que entra al lecho a velocidad U_0 , es dividido entre la emulsión, donde su velocidad es la mínima de fluidización, U_{mf} , y la fase burbuja, donde su velocidad es $U_0 - U_{mf}$. Ver figura III.3

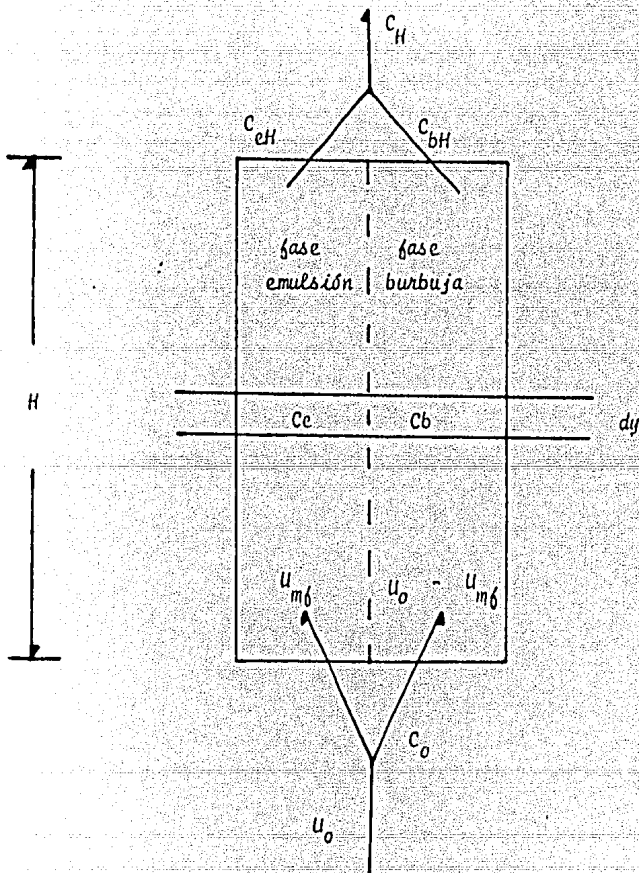


Figura III.3

2.- Todo el gas en exceso del requerido para iniciar la fluidización del lecho, pasa a través del lecho como burbujas con un tamaño uniforme y una distribución igual a través de él. Entonces, de la ecuación de continuidad de Nicklin (1962) tenemos

$$N_B V_B u_B = u_0 - u_{mf} \quad (34)$$

3.- El incremento en la altura del lecho después de iniciarse la fluidización es debido a la presencia de burbujas, es decir, al volumen ocupado por ellas, o

$$N_B V_B H = H - H_{mf} \quad (35)$$

o bien

$$H = \frac{H_{mf}}{1 - N_B V_B}$$

donde N_B = número de burbujas por unidad de volumen de lecho, $1/\text{cm}^3$
 V_B = volumen ocupado por burbujas, cm^3
 H = altura del lecho fluidizado, cm
 H_{mf} = altura del lecho en la condición de la mínima fluidización, cm.

4.- La velocidad ascendente absoluta de las burbujas, u_B , es la suma de la velocidad ascendente natural, u_{Bn} , que es dada por Davis & Taylor (1950) y la velocidad ascendente de la fase partícula entre las burbujas

$$u_B = (u_0 - u_{mf}) + 0.717 (g D_B)^{0.5}$$

5.- Como la fase emulsión contiene todas las partículas sólidas catalíticas, la reacción ocurre únicamente en la fase emulsión. La fase emulsión reactiva puede ser considerada ya sea totalmente mezclada o en flujo en pistón.

6.- Cada burbuja ascendente a través del lecho, intercambia gas con la fase densa. Para una burbuja esférica del diámetro D_B , el flujo de este intercambio es atribuido a una combinación del flujo de gas q , dada por el análisis de Davidson (1963)

$$q = \frac{3 \cdot \pi}{4} u_{mf} D_B^2$$

y difusión convectiva, dada por Baird & Davidson (1962)

$$k_g = 0.975 D_e^{0.5} (g/D_B)^{0.25} \quad (36)$$

donde k_g = coeficiente de transferencia de masa por unidad de área de la burbuja.

El flujo total de gas intercambiado entre la burbuja y la fase densa es, por consiguiente

$$Q = q + k_g S \quad \text{donde } S = \pi D_B^2 \quad (37)$$

7.- El gas en la fase burbuja es considerado flujo en pistón y el gas en la fase densa es considerado en flujo pistón o perfectamente mezclado, el flujo en esta fase empieza con el inicio de la fluidización.

Refiriéndonos a la figura III. 3, un balance de materia para la fase burbuja en la diferencial de altura dy (asumiendo que no hay reacción en la burbuja)

$$(q + k_g S) (C_e - C_b) = u_B V_B \frac{dC_b}{dy} \quad (38)$$

Un balance total para las fases dadas, para una reacción de primer orden

$$u_{mf} \frac{dC_c}{dy} + (u_o - u_{mf}) \frac{dC_b}{dy} + k C_e (1 - N_B V_B) = 0 \quad (39)$$

Note que la fase emulsión es asumida para estar en flujo en pistón. Si la emulsión se considera perfectamente mezclada, entonces

$$H_B v_B u_B (C_o - C_e) \left\{ 1 - \exp\left(-\frac{Q H}{u_B v_B}\right) \right\} + u_o (C_o - C_e) = k H C_c (1 - H_B v_B) \quad (40)$$

Definiendo las siguientes constantes como

$$z = 1 - \frac{u_{m1}}{u_o} \quad k' = \frac{k H_o}{u_o}$$

$$x = \frac{Q H}{u_B v_B} = \frac{6.34 H_{m6}}{D_B (g D_B)^{0.5}} \left\{ u_{m1} + 1.3 v_e^{0.5} (g/D_B)^{0.25} \right\}$$

Haciendo que $u_B = u_o - u_{m1}$. Para flujo en pistón en la fase emulsión, las ecuaciones (38) y (39) se convierten en

$$\frac{dC_b}{dy} + \frac{x}{H} (C_b - C_e) = 0 \quad (41)$$

$$y \quad (1 - z) \frac{dC_e}{dy} + z \frac{dC_b}{dy} + \frac{k'}{H} C_e = 0 \quad (42)$$

con condiciones límites:

$$\begin{aligned} \text{a } y = 0 \quad C_b &= C_o \\ \text{a } y = 0 \quad \frac{dC_b}{dy} &= 0 \end{aligned}$$

Poniendo a las ecuaciones (41) y (42) en forma de operador, tenemos

$$\left(D + \frac{x}{H} \right) C_b - \frac{x}{H} C_e = 0 \quad (41.a)$$

$$\left[D + \frac{k'}{H(1-z)} \right] C_e + \frac{z}{1-z} D C_b = 0 \quad (42.a)$$

Multiplicando (42.a) por X/H y (41.a) por $D + k' / H (1 - Z)$ y su mándolas, se obtiene una ecuación diferencial de segundo orden en C_b

$$H^2 (1 - Z) \frac{d^2 C_b}{dy^2} - H (X + k') \frac{dC_b}{dy} + k' X C_b = 0 \quad (43)$$

Esta ecuación es resuelta para condiciones límites apropiadas. - Por consiguiente, para obtener la concentración de salida de los reactivos, debemos resolver para C_e por la ecuación

$$C_e = C_b + \frac{H}{X} \frac{dC_b}{dy} \quad (44)$$

Dando entonces, C_e y C_b a $y = H$, la concentración de salida C_H es

$$u_0 C_H = (u_0 - u_{m\delta}) C_{bH} + u_{m\delta} C_{eH}$$

o bien

$$C_H = Z C_{bH} + (1 - Z) C_{eH} \quad (45)$$

El resultado reducido para la concentración de salida para flujo en pistón a través de la fase densa es

$$\frac{C_A}{C_0} = \frac{1}{m_1 - m_2} \left\{ m_1 \exp(-m_2 H) \left[1 - \frac{u_{m\delta}}{u_0} \frac{H}{X} m_2 \right] - m_2 \exp(-m_1 H) \left[1 - \frac{u_{m\delta}}{u_0} \frac{H}{X} m_1 \right] \right\} \quad (46)$$

donde m_1 y m_2 son las raíces de la ecuación cuadrática siguiente:

$$m^2 - \frac{X + k'}{H(1 - Z)} m + \frac{k' X}{H^2 (1 - Z)} = 0$$

Cuando una reacción catalítica en fase gaseosa de primer orden, -

tiene lugar en un lecho fluidizado y el flujo de gas en la fase densa es completamente mezclado, la siguiente ecuación fue derivada para encontrar la fracción de reactante no convertida

$$\frac{C_A}{C_0} = Z \exp(-X) + \frac{(1 - Z \exp(-X))^2}{k' + (1 - Z \exp(-X))} \quad (47)$$

Las condiciones límites de las ecuaciones (46) y (47) son

- 1) $\lim (k' \rightarrow \infty) \quad C_A/C_0 = Z \exp(-X)$ para la ecuación (47)
- 2) $\lim (X \rightarrow \infty) \quad C_A/C_0 = \frac{1}{1 + k'}$ para la ecuación (47)
- 3) $\lim (k' \rightarrow 0) \quad C_A/C_0 = 1$ para la ecuación (47)

El valor de D_B puede ser calculado, según Davidson & Harrison, como

$$D_B = \frac{1}{g} \left\{ \frac{H_{m\delta}}{H - H_{m\delta}} \frac{u_0 - u_{m\delta}}{0.711} \right\}^2 \quad (48)$$

Despejando H de esta ecuación da

$$H = H_0 \left\{ 1 + \frac{u_0 - u_{m\delta}}{0.711 (gD_B)^{0.5}} \right\} \quad (48')$$

con la que se puede calcular la expansión del lecho a partir de parámetros más fáciles de medir o de estimar que los de la ecuación (35)

En algunos casos los diámetros de burbuja calculados por la ecuación (48) resultan ser más grandes que el diámetro del lecho. El método de estimación de tamaños de burbuja a partir de la altura del lecho no es adecuada ya que los valores de D_B calculados por la ecuación (48) son muy sensitivos a ligeras variaciones de H que serían difíciles de medir adecuadamente.

Pasos para simular con el modelo de Davidson & Harrison.

- 1.- Asignar valores a H_0 , k , D_c , ρ_s , ρ_g , d_p , D_t , E , μ , ϵ_{mf}
- 2.- Calcular U_{mf} con la correlación de Babu, Broughton o Wen & Yu según sea el caso.
- 3.- Evaluar H_{mf} y hacer $h = 1/2 H_{mf}$
- 4.- Para $4 U_{mf} < U_0 < 21 U_{mf}$ lo siguiente
 - a) Calcular D_B con la correlación de Kato & Wen
 - b) Calcular Q y H
 - c) Calcular Z , k' , X
 - d) Calcular m_1 y m_2
 - e) Calcular la conversión en el reactor considerando la fase emulsión como flujo en pistón y como perfectamente mezclado
- 5.- Imprimir los valores de U_0 , Q , H , X , m_1 , m_2 y X_A

En suma, la mayor "complejidad" de este modelo es la de contar con los valores de N_B y V_B , que generalmente, son encontrados experimentalmente. Esto puede ser la mayor desventaja del modelo propuesto debido a la escasez de información sobre estos datos en la literatura. Sin embargo, su sencillez lo hace uno de los modelos más utilizados y famosos en el diseño de reactores de lecho fluidizado.

MODELO DE ENSAMBLAJE DE BURBUJAS DE KATO & WEN (1969)

Un nuevo modelo para reacciones catalíticas en reactores de lecho fluidizado es desarrollado. Este modelo llamado "Modelo de Ensamblaje de Burbujas" está basado en la múltiple variación de tamaños de burbujas que intercambian gas con la fase emulsión. El modelo propuesto es sumamente conveniente para simulación por computadora. Se ha encontrado que las conversiones predichas usando este modelo son razonablemente buenas en el actual diseño de reactores de lecho fluidizado.

El desarrollo del modelo para el flujo de gas a través de un lecho fluidizado basado en el ensamble de burbujas, cuenta con los siguientes postulados:

1.- Un lecho fluidizado puede ser representado por "n" números de compartimentos en serie. La altura de cada compartimento es igual al tamaño de cada burbuja existente en el correspondiente compartimento. Esta suposición no únicamente hace posible la introducción de burbujas de varios tamaños sino también es conveniente para cálculos en computadora.

2.- Cada compartimento consiste de ambas fases, es decir, la fase burbuja y la fase emulsión. El gas fluyendo a través de las fases burbuja y emulsión es considerado para estar completamente mezclado en cada fase.

3.- La fracción hueca en la fase emulsión es considerada igual a la del lecho en condiciones de fluidización mínima. La velocidad ascendente del gas en la fase emulsión es u_e .

4.- La fase burbuja consiste de burbujas esféricas rodeadas por nubes también esféricas. El diámetro de las burbujas y de las nubes están dados por Davidson

$$\left(\frac{R_C}{R_B} \right)^3 = \frac{u_{Br} + 2u_{m_b} / \epsilon_{m_b}}{u_{Br} - u_{m_b} / \epsilon_{m_b}} \quad u_{Br} \geq u_{m_b} / \epsilon_{m_b}$$

Bajo condiciones normales de operación, u_{Br} es mayor que u_{m_b} / ϵ_{m_b} . En estas condiciones, la formación de la nube alrededor de la burbuja puede ser observada. Entonces, si se usan partículas grandes, la u_{m_b} es por lo tanto más alta y por consiguiente, la velocidad de burbuja puede resultar más pequeña que u_{m_b} / ϵ_{m_b} . En consecuencia, la ecuación no es aplicable para este caso. La fracción hueca en la nube es asumida como la misma que se encuentra en la fase emulsión.

5.- El volumen total de las burbujas de gas en el lecho puede ser expresado como $(H - H_{m_b}) A_t$.

6.- El intercambio de gas se lleva a cabo entre las dos fases. El coeficiente total por unidad de volúmen de burbuja F_d está dado por

$$F_d = F_0 + K M \quad (49)$$

donde

K = cte. de equilibrio de absorción para el gas reactante sobre la superficie de las partículas

M = coef. de intercambio de sólidos entre fases por unidad de volúmen de burbuja.

F_0 = coef. de intercambio de gas entre fases por unidad de volúmen de burbuja.

7.- Las burbujas son consideradas crecientes continuamente cuando pasan a través del lecho, hasta que alcanzan su tamaño máximo estable o el diámetro del lecho. Harrison et al. muestran que el máximo diámetro de burbuja estable es obtenido cuando la velocidad ascendente resulta la velocidad terminal de las partículas. El diámetro máximo de burbuja estable, v_{BS} , puede ser calculado por

$$v_{BS} = \left\{ \frac{u_T}{0.71} \right\}^2 \frac{1}{g}$$

8.- Debido a que la difusividad térmica efectiva y el coeficiente de transferencia de calor en un lecho fluidizado son grandes, se asume que el lecho opera bajo condiciones isotérmicas.

Distribución hueca y velocidad de burbuja

En este modelo es necesario conocer la distribución de fracción hueca en el lecho fluidizado. Los estudios de Bakker & Fan, Lee & Baileie indican que la fracción hueca abajo de la altura del lecho correspondiente a H_{mf} puede ser considerada aproximadamente uniforme y que la fracción hueca por encima de H_{mf} se incrementa a lo largo del lecho. Para una aproximación, se asume que a una altura por encima de H_{mf} $(1 - \epsilon)$ decrece linealmente con respecto a la altura del lecho. La altura del lecho reportada en experimentos puede ser considerada como un promedio aritmético de la máxima altura del lecho correspondiente a

$$\varepsilon = 1.$$

Según Davidson & Harrison, la velocidad ascendente de las burbujas con nubes a través de un lecho fluidizado puede ser calculada por:

$$u_B = u_0 - u_{m\delta} + 0.711 (g D_B)^{0.5}$$

Ahora, si el diámetro de burbuja es tomado como el correspondiente a la burbuja situada a $H_{m\delta}/2$, la expresión para calcular la expansión del lecho - puede ser dada por

$$\frac{H - H_{m\delta}}{H_{m\delta}} = (u_0 - u_{m\delta}) / 0.711 (g D_B)^{0.5} \quad (50)$$

donde D_B es el diámetro de burbuja promedio del lecho dado por

$$D_B = 1.4 \rho_p d_p \left(\frac{u_0}{u_{m\delta}} \right) \frac{H_{m\delta}}{2} + D_{B0} \quad (50.a)$$

Una vez que se conozca la expansión del lecho, la fracción hueca desde el distribuidor hasta a la altura correspondiente a $H_{m\delta}$ y la fracción hueca desde $H_{m\delta}$ hasta el fin del lecho puede ser calculada, respectivamente, como

$$1 - \varepsilon = \frac{H_{m\delta}}{H} (1 - \varepsilon_{m\delta}) \quad \text{para } h \leq H_{m\delta} \quad (51)$$

y

$$1 - \varepsilon = \frac{H_{m\delta}}{H} (1 - \varepsilon_{m\delta}) - \frac{H_{m\delta} (1 - \varepsilon_{m\delta}) (h - H_{m\delta})}{2 H (H - H_{m\delta})} \quad (52)$$

$$\text{para } H_{m\delta} \leq h \leq H_{m\delta} + 2 (H - H_{m\delta})$$

Velocidad del gas en la fase emulsion

El comportamiento de la velocidad ascendente del gas fluyendo en la fase emulsion, u_e , es todavía tema de controversia. Nosotros asumimos que para un gran valor de u_0/u_{m6} , u_e es pequeño. Acorde con Kuni & Levenspiel, la velocidad del gas fluyendo en la fase emulsion en direccin axial puede ser expresada como

$$\frac{u_e}{u_{m6}} = 1 - \frac{\alpha \epsilon_{m6} \left(\frac{H - H_{m6}}{H} \right) u_B}{u_{m6} \left\{ 1 - \left(\frac{H - H_{m6}}{H} \right) - \alpha \left(\frac{H - H_{m6}}{H} \right) \right\}} \quad (53)$$

donde α es la fraccin del volmen de la estela transportada hacia arriba con la burbuja. El valor de α es aproximadamente 0.2 - 0.3 de acuerdo con el modelo experimental de Rowe & Partridge. Se ha demostrado que bajo condiciones normales de experimentacin, la ecuacin (53) da

$$\frac{u_e}{u_{m6}} = 0.5 \quad \text{para} \quad \frac{u_0}{u_{m6}} = 3$$

y

$$\frac{u_e}{u_{m6}} = 0 \quad \text{para} \quad \frac{u_0}{u_{m6}} = 5 - 6$$

Ahora, segun Latham, Hamilton & Potter

$$u_e = 0 \quad \text{cuando} \quad \frac{u_0}{u_{m6}} = 2.7 - 60$$

Basndonos en estas relaciones experimentales y en el argumento de Kuni & Levenspiel, es razonable asumir $u_e = 0$ bajo condiciones nor

males de operación.

Coefficiente de intercambio.

El intercambio de gas entre la fase burbuja y la emulsión involucra intercambio directo de gas en las burbujas y en la emulsión, e indirecto debido a gas absorbido sobre la superficie de las partículas sólidas. Generalmente, el gas absorbido es insignificante y por lo tanto el valor de K tiende a cero. Por consiguiente, la ecuación (49) se reduce a

$$F_d = F_o \quad (54)$$

Algunos estudios de Zenz, Davidson & Harrison, Kunii & Levenspiel y Kobayashi, Arai & Sunagawa, están de acuerdo en que el coeficiente de intercambio, F_o , es inversamente proporcional al diámetro de burbuja. Por lo tanto, la ecuación siguiente basada en el trabajo experimental de Kobayashi et al. debe ser usada

$$F_o = 11/D_B \quad (55)$$

Análisis de los compartimentos.

Si la altura de cada compartimento es Δh_n , donde $n = 1, 2, 3, \dots$. Basada en un promedio aritmético del tamaño de burbuja, la altura del primer compartimento, que se encuentra inmediatamente arriba del distribuidor, sería

$$\Delta h_1 = \frac{D_{B0} + (b \Delta h_1 + D_{B0})}{2}$$

despenjando Δh_1 tenemos

$$\Delta h_1 = \frac{D_{B0}}{\left(1 - \frac{b}{2}\right)}$$

donde $b = 1.4 d_p \rho_p (u_0/u_{m6})$

La altura del segundo compartimento será

$$\Delta h_2 = 2 D_{B0} \frac{(2 + b)}{(2 - b)^2}$$

y así para los n compartimentos tenemos

$$\Delta h_n = 2 D_{B0} \frac{(2 + b)^{n-1}}{(2 - b)^n} \quad (56)$$

El número de burbujas en cada compartimento será

$$N_B = \frac{6 A_t (H - H_0)}{\pi H (\Delta h_n)^2} \quad (57)$$

El volúmen de la nube en cada compartimento puede ser calculado por

$$V_{cn} = \frac{N_B \pi (\Delta h_n)^3}{6} \left\{ \frac{3 u_{m6} / \epsilon_{m6}}{u_{Br} - u_{m6} / \epsilon_{m6}} \right\} \quad (58)$$

donde $u_{Br} = 0.711 (g \Delta h_n)^{0.5}$

El volúmen total de la fase burbuja y de la fase emulsión en cada compartimento es, respectivamente

$$V_{bn} = \frac{N_B \pi (\Delta h_n)^3}{6} \left\{ \frac{u_{Br} + 2u_{m6} / \epsilon_{m6}}{u_{Br} - u_{m6} / \epsilon_{m6}} \right\} \quad (59)$$

$$V_{en} = A_t (\Delta h_n) - V_{bn} \quad (60)$$

La distancia desde el distribuidor al compartimento n es

$$h_n = \sum_{i=1}^n \Delta h_i \quad (61)$$

El coeficiente de intercambio del gas en los n compartimentos basado en unidad del volumen de burbuja, puede ser evaluado por

$$F'_{on} = F_{on} \frac{(u_{Br} - u_{m_b} / \epsilon_{m_b})}{(u_{Br} + 2u_{m_b} / \epsilon_{m_b})} \quad (62)$$

donde F_{on} = coeficiente de intercambio de gas en el n compartimento, que es calculado como

$$F_{on} = l / D_{Bn} = l / \Delta h_n$$

donde D_{Bn} se calcula con la correlación de Kato & Wen a la altura correspondiente.

Haciendo un balance de materia para el reactante gaseoso en los n compartimentos resulta, para la fase burbuja

$$(A_x u_o C_b)_{n-1} = [F'_{on} v_b (C_b - C_e)]_n + (r_b v_e)_n + (A_x u_o C_b)_n \quad (63)$$

y para la fase emulsión

$$[F'_{on} v_b (C_b - C_e)]_n = (r_e v_e)_n \quad (64)$$

donde r_b y r_e son las velocidades de reacción por unidad de volumen de nube, para la fase burbuja y para la emulsión respectivamente. Por ejemplo, si el orden de la reacción es de primer orden con respecto al gas reactante, resultaría que; $r_b = k C_b$ y $r_e = k C_e$.

Resolviendo las ecuaciones (63) y (64) simultáneamente, tenemos - que despejando C_{en} de la ecuación (64) nos queda

$$F'_{on} v_{bn} (C_{bn} - C_{en}) = k C_{en} v_{en}$$

$$F'_{on} V_{bn} C_{bn} - F'_{on} V_{bn} C_{en} = k C_{en} V_{en}$$

$$F'_{on} V_{bn} C_{bn} = C_{en} (k V_{en} + F'_{on} V_{bn})$$

$$C_{en} = \frac{F'_{on} V_{bn} C_{bn}}{(k V_{en} + F'_{on} V_{bn})} \quad (65)$$

sustituyendo (65.a) en la ecuación (65) tenemos

$$A_t U_o C_{bn-1} = F'_{on} V_{bn} \left[C_{bn} - \frac{F'_{on} V_{bn} C_{bn}}{(k V_{en} + F'_{on} V_{bn})} \right] + k C_{bn} V_{en} + A_t U_o C_{bn}$$

$$A_t U_o C_{bn-1} = F'_{on} V_{bn} C_{bn} \left\{ 1 - \frac{F'_{on} V_{bn}}{(k V_{en} + F'_{on} V_{bn})} \right\} + k C_{bn} V_{en} + A_t U_o C_{bn}$$

$$A_t U_o C_{bn-1} = C_{bn} \left\{ F'_{on} V_{bn} \left[1 - \frac{F'_{on} V_{bn}}{(k V_{en} + F'_{on} V_{bn})} \right] + k V_{en} + A_t U_o \right\}$$

$$C_{bn} = \frac{A_t U_o C_{bn-1}}{F'_{on} V_{bn} \left[1 - \frac{F'_{on} V_{bn}}{(k V_{en} + F'_{on} V_{bn})} \right] + k V_{en} + A_t U_o} \quad (66)$$

Finalmente, una vez obtenidas C_{bn} y C_{en} se puede estimar una concentración promedio \bar{c} , cuyo significado corresponde a un promedio de las concentraciones en las fases emulsión y burbuja. Se calcula usando la siguiente relación:

$$\bar{c} = \frac{H - H_{m\delta}}{H_{m\delta}} C_b + \frac{H_{m\delta}}{H} C_e \quad \text{para } h \leq H_{m\delta}$$

y por consiguiente, la conversión promedio, \bar{X} , puede ser calculada por la siguiente expresión:

$$\bar{X} = 1 - (\bar{C}/C_0)$$

Para alturas de lecho mayores a H_{mf} ($h > H_{mf}$), la conversión se obtiene mediante la C_b en el último compartimento, con la siguiente expresión

$$X = 1 - (C_{bn}/C_0)$$

donde n corresponde al último compartimento.

Pasos para simular con el modelo de ensamblaje de burbujas de Kato & Wen.

- 1.- Conocer los valores de d_p , ρ_s , ρ_g , D_r , h , ϵ_{mf} , μ
- 2.- Calcular u_{mf} con la correlación de Babu, Broughton o Wen & Yu según sea el caso.
- 3.- Para $4 u_{mf} < u_0 < 21 u_{mf}$ hacer lo siguiente:
 - a) Calcular D_{B0} , D_B y H
 - b) Asignar $n = 1$, $h = 0$ y el valor de C_0 (concentración inicial del gas)
 - c) Calcular Δh_n , N_B , u_{Bn} , v_{bn} , v_{cn} , v_{en} , F_0 , F'_{0n} , C_{bn} y C_{cn}
 - d) Sumar $h = h + \Delta h_n$
 - e) Si $h > H$ entonces calcular X ; de lo contrario hacer $n = n + 1$ e ir al inciso (c).
- 4.- Imprimir los resultados de u_0 , n , C_{bn} , C_{cn} y X

Discusión del modelo

Cuando la velocidad de reacción es pequeña, la concentración del gas en la emulsión no es muy diferente a la de la fase burbuja. Sin embargo, cuando la velocidad de reacción es grande, la diferencia de concentraciones entre las dos fases resulta ser muy significativa.

Para reacciones rápidas el intercambio de gas entre las dos fases es de primordial importancia, sin embargo, para reacciones lentas el intercambio de gas entre ellas no afecta mucho sobre la conversión.

El cálculo usando el modelo de ensamblaje de burbujas indica que para la mayoría de los casos, el número de compartimentos es usualmente mayor que diez. Esto significa, en términos del patrón de flujo, que el gas que pasa a través de la fase burbuja tiene un comportamiento cercano a flujo en pistón. Por otra parte, según Lewis et al. y Muchi, la conversión en un reactor de lecho fluidizado basada en un modelo de dos fases (burbuja y emulsión), no se ve afectada significativamente por el patrón de flujo en la fase emulsión, bajo operación normal. Entonces, estas dos proposiciones corrigen el postulado número (2) del modelo.

La característica de este modelo es que está desarrollado en un ensamblaje de burbujas crecientes y ascendentes a través del lecho. El modelo es muy conveniente para simulación y puede ser usado fácilmente en casos que involucren ecuaciones de velocidad complejas. Uno de los inconvenientes de este modelo, como en cualquier otro, es la incertidumbre del comportamiento de la velocidad del gas en la fase emulsión, u_c . Se ha demostrado que la conversión calculada basada en este modelo es generalmente insensitiva al valor de u_c . El modelo se incluye para partículas sólidas mezcladas usadas en un reactor de lecho fluidizado para un sistema sólido-gas no catalítico.

MODELO DE ENSAMBLAJE DE BURBUJAS MODIFICADO POR MORI & WEN (1976).

El modelo de ensamblaje de burbujas reportado por Kato & Wen (1969) es modificado al incorporar la correlación de Mori & Wen (1975) para calcular el diámetro de burbujas. Por lo tanto, este modelo modificado puede ser usado para predecir el efecto del diámetro del lecho sobre las reacciones químicas ocurridas en un lecho fluidizado.

Resultados experimentales de Botton (1968) y Cooke et al. indican que la geometría del distribuidor afecta considerablemente la conversión de reacciones químicas que tienen lugar en un lecho fluidizado.

Beise & Kehoe (1973) y Zenz (1978) han sugerido que el chorro de gas formado justo encima del distribuidor puede tener un importante efecto en el comportamiento del lecho. Además, Cooke et al. (1968) y Kobayashi et al. (1969) han demostrado experimentalmente que la conversión de reacciones químicas en lechos fluidizados es afectada por el diámetro del mismo en forma considerable.

Por estas razones, el modelo de ensamblaje de burbujas reportado por Kato & Wen (1969) es modificado para incorporar la región de chorro en el distribuidor, así como una nueva correlación para estimar el diámetro de burbujas (Mori & Wen) que toma en consideración el efecto del diámetro del lecho. Así que este modelo modificado puede ser usado para predecir el efecto del diámetro del lecho y del comportamiento del chorro sobre la conversión de reacciones químicas ocurridas en un lecho fluidizado.

1) Comportamiento del chorro a la salida del distribuidor. Cuando un plato perforado es usado como distribuidor en un lecho fluidizado, Zenz (1968) propone una correlación empírica para las alturas de chorro obtenida para lechos bidimensionales

$$\frac{h_j}{D_d} = \frac{1}{0.0144} \left\{ \log \frac{u_j (\rho_g)^{0.5}}{3.86} - 1.3 \right\} \quad (67)$$

donde h_j = altura del chorro, cm

D_d = diámetro del orificio, cm.

u_j = velocidad del gas en el orificio, cm/seg

Basov et al. (1969) presentan una correlación empírica para calcular la altura del chorro en lechos tridimensionales

$$l_j = \frac{d_p}{0.0007 + 0.556 d_p} \left\{ \frac{A_t (u_o - u_{mf})}{n_d} \right\}^{0.35} \quad (68)$$

2.- Diámetro de burbuja. Recientemente, una correlación semiempírica fue propuesta por Mori & Wen (1975) que relaciona el diámetro de burbuja, el diámetro del lecho y el diámetro de burbuja inicial, como sigue:

$$D_B = D_{BM} - (D_{BM} - D_{Bo}) \exp(-0.3 h/D_t)$$

El diámetro D_{BM} está dado por

$$D_{BM} = 0.652 \left\{ \Lambda_t (U_0 - U_{m0}) \right\}^{2/5}$$

y el diámetro de burbuja inicial, D_{Bo} , por

$$D_{Bo} = 0.00376 (U_0 - U_{m0})^2 \quad \text{para platos porosos}$$

$$D_{Bo} = 0.347 \left\{ \Lambda_t (U_0 - U_{m0}) / n_d \right\}^{2/5} \quad \text{para platos perforados}$$

3) Tamaño de compartimento. En el modelo de ensamblaje de burbujas, el lecho es dividido en n compartimentos. Entonces, el último compartimento tiene una altura Δh_n igual a el diámetro de burbuja evaluado por la correlación de Kato & Wen a la altura h_n . Ahora bien, para la correlación de Mori & Wen, el tamaño de burbuja no es directamente proporcional a la altura del lecho, h ; y por consiguiente, la altura de n compartimentos, Δh_n , puede ser determinada por

$$\Delta h_n = \frac{D'_{Bn}}{1 + 0.15(D'_{Bn} - D_{BM})/D_t} \quad (69)$$

donde D'_{Bn} es el diámetro de burbuja entre el $n-1$ y el n compartimento o a $h = h'_n$ donde h'_n es dada por

$$h'_n = \sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i \quad (70)$$

La ecuación (69) es usada para calcular el tamaño de todos los compartimentos de un lecho fluidizado, excepto el primero donde las burbujas son generadas en el plato distribuidor y el último donde las burbujas "salen" del lecho. El método de cálculo de la altura del primer compartimento es presentado después.

El diámetro de burbuja en el n compartimento D_{Bn} , es el diámetro de la burbuja a la mitad del compartimento o a una altura, h_n , dada por

$$h_n = h'_n + \frac{\Delta h_n}{2} = \sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i + \frac{\Delta h_n}{2} \quad (71)$$

La altura del último compartimento Δh_N es calculada por la siguiente ecuación

$$\Delta h_N = H - h'_n \quad (72)$$

donde H = altura del lecho fluidizado, cm

h'_n = altura hasta el n-1 compartimento, cm

4) Volúmen de la fase burbuja y de la fase emulsión. En el modelo de ensamblaje de burbujas original, la fracción hueca abajo de H_{mf} es considerada constante. Actualmente, la fracción hueca en las cer cañas de un plato distribuidor poroso es considerablemente mayor que en la parte superior del lecho.

Si la porosidad en la fase emulsión es asumida como constante y es igual a ϵ_{mf} , la porosidad promedio en el n compartimento, $\bar{\epsilon}_n$, puede ser expresada como una función de f , como sigue

$$\bar{\epsilon}_n = f + (1 - f) \epsilon_{mf} \quad (73)$$

La fracción del volúmen ocupada por burbujas en el lecho, puede ser escrito así (Kunii & Levenspiel)

$$\delta = \frac{u_0 - u_{m\delta}}{u_B}$$

Con el fin de considerar la variación de la porosidad en la vecindad del distribuidor, la velocidad ascendente de burbujas, nubes y es telas, u_B , de la ecuación anterior, es tratada como una función del diámetro de burbuja, permitiendo así que δ varíe con D_{Bn} (o h).

Ha sido observado que el valor calculado de $\bar{\epsilon}_n$ en el fondo del lecho es considerablemente diferente que para el resto del mismo donde $\bar{\epsilon}_n$ es aproximadamente constante.

Por otra parte, el volúmen de la fase burbuja consistente de burbujas V_{bn} , el volúmen de nubes excluyendo la burbuja, V_{cn} ; y el volúmen de la fase emulsión, V_{en} , en el n compartimento, pueden ser expresados respectivamente así

$$V_{bn} = \delta A_c \Delta h_n (1 + \delta_{cn}) \quad (74)$$

$$V_{cn} = \delta A_c \Delta h_n \delta_{cn} \quad (75)$$

$$V_{en} = A_c \Delta h_n \left\{ 1 - \delta (1 + \delta_{cn}) \right\} \quad (V_{en} \geq 0) \quad (76)$$

donde δ_{cn} es la razón del volúmen de la nube exclusivamente y el volúmen de las burbujas, y es dado así

$$\delta_{cn} = \frac{V_{cn}}{V_{bn} - V_{cn}} = \frac{3u_{m\delta}' \epsilon_{m\delta}}{u_{Bn} - u_{m\delta}' \epsilon_{m\delta}} \quad (77)$$

$$\text{donde } u_{Bn} = 0.711 (g D_{Bn})^{0.5}$$

La concentración promedio del reactante está dado por la ecuación siguiente

$$C_{An} = \delta (1 + \delta_{cn}) C_{bn} + \left\{ 1 - \delta (1 + \delta_{cn}) \right\} C_{en}$$

donde C_{bn} y C_{en} se calculan de la misma forma que para modelo de ensamblaje de burbujas original de Kato & Wen.

5) Primer compartimento. De las ecuaciones (74), (77) y de la ecuación para calcular δ , la fracción del volumen ocupada por la fase-burbuja en el n compartimento, δ_{bn} , puede ser escrita así

$$\delta_{bn} = \frac{V_{bn}}{A_c \Delta h_n} = \frac{U_o - U_{m\delta}}{U_B} \left\{ 1 + \frac{3U_{m\delta} / \epsilon_{m\delta}}{U_{Bc} - U_{m\delta} / \epsilon_{m\delta}} \right\} \quad (78)$$

Cuando el valor de $U_{m\delta}$ es grande y el D_{Bo} es pequeño, el valor δ_{bn} podría resultar cercano a uno en el fondo del lecho. En este caso, las nubes que rodean a las burbujas se tocan y se juntan unas a otras. Si se asume que la nube alrededor de la burbuja es esférica, es posible estimar la fracción crítica ocupada por nubes cuando $\delta_{bn} \rightarrow 1$, denominada δ'_c . Generalmente, se toma un valor de δ'_c igual a 0.6 (es decir que la nube ocupa un 60% del compartimento).

La altura del primer compartimento, h_c , es definida como la altura donde δ_{bn} resulta igual a δ'_c . El diámetro de burbuja en h_c es definido como el diámetro de burbuja crítico, D_{Bc} . El valor de D_{Bc} puede ser determinado de la ecuación (78) sustituyendo $\delta_{bn} = \delta'_c = 0.6$. Entonces, h_c es calculada de la ecuación siguiente

$$h_c = \frac{D_t}{0.3} \ln \frac{D_{Bm} - D_{Bo}}{D_{Bm} - D_{Bc}} \quad (D_{Bc} \geq D_{Bo}) \quad (79)$$

Cuando el valor de D_{Bc} resulta menor que D_{Bo} , el valor de h_c es tomado como cero, puesto que el máximo valor de δ_{bn} obtenido por la ecuación (78) es el correspondiente a $D_B = D_{Bo}$ o a $h = 0$.

Como la región de chorreo ($0 \leq h \leq h_j$) es bastante diferente del resto del lecho burbujeante, debería ser tratada separadamente. Por lo tanto, no existe correlación disponible para estimar el coefi-

crente de intercambio de gas entre los chorros de gas en el distribuidor y la emulsión.

Sin embargo, para examinar el efecto de la región de chorreo ($0 \leq h \leq h_j$) en la reacción química, se asume simplemente que esta región puede ser tratada de la misma forma que la región de borboteo existente justo arriba de los chorros. Cuando h_c es mayor que cero, la región $0 \leq h \leq h_j + h_c$ es tratada como el primer compartimento donde el gas cuenta con un patrón de flujo de mezclado completo. Cuando h_c es igual a cero, la región $0 \leq h \leq h_j + D_{B0}$, es tratada como el primer compartimento donde el diámetro de burbuja a $h = D_{B0}/2$ es usado para calcular la concentración del gas reactante en el lecho.

Comparando las conversiones calculadas basadas en este modelo con las conversiones experimentales reportadas en la literatura, se hacen los siguientes comentarios:

1) Si la relación kh_{m_0}/U_0 es menor que 1, el efecto de n_d (número total de orificios del plato distribuidor) sobre la conversión es pequeño. Esto es cierto cuando el número de orificios es de 50 o mayor.

2) El efecto del chorro, al no ser considerado, provoca el cálculo de conversiones considerablemente más bajas que en el caso en que se considera.

3) Para f_{cn} , la ecuación siguiente propuesta por Rowe & Partridge (1966) es usada en lugar de la ecuación (77)

$$f_{cn} = 1.17 / (U_{Bn} - U_{m_0} / \epsilon_{m_0}) \quad (80)$$

El volumen de la nube calculado por la ecuación (80), es en general, más pequeño que el calculado por la ecuación (77). Como resultado de esto, la conversión estimada es menor.

5) Cuando kh_{m_0}/U_0 es grande y el gasto de intercambio de gas es pequeño, el cálculo de f_{cn} afecta la conversión considerablemente. Por lo tanto, es necesario que la estimación de f_{cn} sea lo más exacta po

sible.

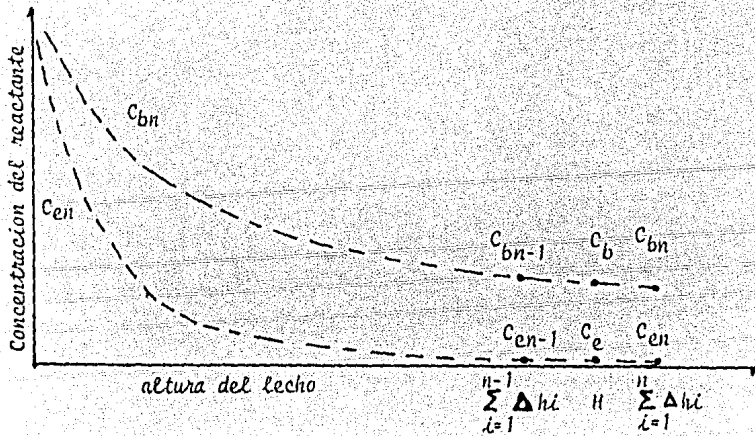
En suma, el efecto significativo de la geometría del distribuidor sobre la conversión, particularmente para reacciones lentas, puede ser predicho por el modelo propuesto. El diámetro del lecho afecta la conversión particularmente para lechos altos, aunque este efecto no es tan importante en comparación con el de la geometría del distribuidor.

Ahora bien, las conversiones evaluadas por el modelo de Kato & Wen original son obtenidas a una altura mayor que la altura real del lecho-fluidizado ya que se hace el cálculo de ellas siempre y cuando la sumatoria de tamaños de compartimentos es mayor a la altura real del lecho-fluidizado. Esto trae consigo el que se tengan conversiones un tanto ficticias porque son estimadas cuando realmente ya no existe el lecho fluidizado como tal.

Para evitar esto, el modelo modificado por Mori & Wen propone evaluar la altura del último compartimento de tal forma que no se presente el problema mencionado anteriormente.

Sin embargo, y por nuestra parte, se propone hacer la siguiente consideración:

Al graficar C_{bn} y C_{en} en función de la altura del lecho se obtiene una curva del tipo



Si observamos, a alturas cercanas a la del lecho fluidizado, la curva se acerca a un comportamiento lineal, entonces podemos decir que, para ambas fases

$$\frac{C_{bn-1} - C_{bn}}{\sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i - \sum_{i=1}^n \Delta h_i} = \frac{C_b - C_{bn}}{H - \sum_{i=1}^n \Delta h_i} \quad y$$

$$\frac{C_{e\ n-1} - C_{en}}{\sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i - \sum_{i=1}^n \Delta h_i} = \frac{C_e - C_{en}}{H - \sum_{i=1}^n \Delta h_i}$$

despejando C_b y C_e tenemos

$$C_b = \left[\frac{C_{bn-1} - C_{bn}}{\sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i - \sum_{i=1}^n \Delta h_i} \right] (H - \sum_{i=1}^n \Delta h_i) + C_{bn}$$

$$C_e = \left[\frac{C_{e\ n-1} - C_{en}}{\sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i - \sum_{i=1}^n \Delta h_i} \right] (H - \sum_{i=1}^n \Delta h_i) + C_{en}$$

Por lo tanto, con este método es posible evaluar en forma muy aproximada la conversión a la salida del lecho fluidizado.

CAPITULO IV

PROGRAMAS DE COMPUTADORA PARA SIMULACION DE LOS MODELOS HIDRODINAMICOS ESTUDIADOS. ANALISIS Y DISCUSION DE LOS RESULTADOS.

En este capítulo se usarán los modelos hidrodinámicos estudiados anteriormente, para predecir o estimar conversiones en reactores de lecho fluidizado. Los programas de cálculo y simulación para cada modelo, estarán compilados en lenguaje BASIC.

Para tal fin, analizaremos 3 reacciones distintas (se cuenta con información experimental sobre éstas) donde, para cada una de ellas, se aplicarán los modelos ya citados y así poder comparar los resultados predichos por éstos y los resultados experimentales reportados.

Reacción I:

Se estudiará primeramente la siguiente reacción: hidrogenación de etileno catalizada por partículas de níquel. La estequiometría es como sigue:



La reacción es de primer orden con respecto al hidrógeno y ocurre con un gran exceso de etileno presente. Esto facilita la operación casi isotérmica y permite una fluidización suave con muy poco gas contratado en el lecho. La mezcla gaseosa será distribuida por medio de un plato poroso.

La composición del gas de entrada al reactor es: 10% de hidrógeno y 90% de etileno, con una concentración igual a $3.2(10^{-2})$ mol/lto

La temperatura promedio en el lecho es de 235 °F (112 °C). La presión promedio a lo largo del lecho fue de 77 cm Hg abs. (1.013 atm abs.) La difusividad de la mezcla gaseosa a la temperatura y presión citadas es de $0.9104 \text{ cm}^2/\text{seg}$. La densidad y viscosidad de la mezcla gaseosa a

la temperatura de operación son, respectivamente: $0.0008055 \text{ gr/cm}^3$ y $0.000125 \text{ gr/cm seg}$.

El coeficiente cinético de la reacción a 112°C es de 8.7 seg^{-1}

El reactor es un tubo cilíndrico y las propiedades en el lecho son las siguientes:

$$D_t = 5.21 \text{ cm}$$

$$H_0 = 24.7 \text{ cm}$$

$$d_p = 0.012 \text{ cm}$$

$$\rho_s = 0.5126 \text{ gr/cm}^3$$

$$E = 0.45$$

$$E_{mf} = 0.5$$

;

Tomaremos un valor de $\beta_0 = 0.0055$ y un valor de $\alpha = 0.25$

Todos los datos fueron obtenidos del trabajo presentado por Lewis et al. (1959) donde se estudia esta reacción obteniéndose resultados experimentales que vienen indicados en forma de gráfico de X (conversión) = $f(U_0)$.

Cabe mencionar que se utilizarán unidades del sistema CGS en los modelos simulados.

Con el fin de analizar y comparar los resultados obtenidos en los programas con los datos experimentales ya dados en los trabajos de investigación, se hará un sólo gráfico que contenga tanto los datos experimentales como los resultados obtenidos. Una vez obtenido el gráfico, para cada reacción estudiada, se evaluará que modelo se acerca más o explica mejor el comportamiento experimental.

Por otra parte, a manera de información, a continuación se identificarán las variables empleadas en las proposiciones elaboradas en los programas:

Modelo de Kurii & Levenspiel original y modelo de Jodra, Aragón & Jiménez.

- DE = D_c = difusividad de la mezcla gaseosa reactante, cm^2/seg .
- EM = ϵ_{mf} = porosidad en la mínima fluidización, adimen.
- K = k = coeficiente cinético de reacción, seg^{-1}
- GB = γ_b = fracción de sólidos en la burbuja, adimen.
- A = α = volumen de la estela/volumen de la burbuja, adimen.
- HO = H_0 = altura estática del lecho, cm.
- DT = D_t = diámetro del lecho, cm
- VG = μ = viscosidad de la mezcla gaseosa reactante, $\text{gr}/\text{cm seg}$
- VP = d_p = diámetro de partícula sólida, cm
- DG = ρ_g = densidad del gas reactante, gr/cm^3
- DS = ρ_s = densidad del sólido, gr/cm^3
- E = ϵ = porosidad del lecho estático, adimen.
- UM = u_{mf} = velocidad mínima de fluidización, cm/seg
- H = h = altura de la burbuja en el lecho, cm
- HM = H_{mf} = altura del lecho en condiciones de mínima fluidización, cm
- AT = A_t = área sección transversal del lecho, cm^2
- UO = u_0 = velocidad superficial del gas, cm/seg
- DO = D_{B0} = diámetro inicial de burbuja, cm
- DB = D_B = diámetro de burbuja, cm
- UR = u_{Br} = velocidad ascendente de burbujas respecto a la emulsión, cm/seg
- KB = K_{bc} = coef. de transf. de masa entre burbuja y nube, seg^{-1}

- $GC = \delta_c$ = fracción de sólidos en una nube, adimen
 $UB = u_B$ = velocidad ascendente de burbujas, nubes y estelas, cm/seg
 $D = \delta$ = fracción de lecho consistente en burbujas, adimen
 $KC = K_{ce}$ = coef. de transf. de masa entre nube y emulsión, seg^{-1}
 $GE = \delta_e$ = fracción de sólidos en la emulsión, adimen
 $C = \text{In } C_{A0}/C_A$
 X = Conversión obtenida, adimen

Modelo de Kunii & Levenspiel modificado

- $RV = v_B/v_S$ = volúmen de burbuja por volúmen de sólido, adimen
 $DC = D_{ac}$ = No. de Damköhler en la nube, adimen
 $DE = D_{ae}$ = No. de Damköhler en la emulsión, adimen
 $EE = \eta_e$ = eficiencia de la fase emulsión, adimen
 $EC = \eta_c$ = eficiencia de la fase nube-estela, adimen
 $EF = \eta_f$ = eficiencia global del lecho fluidizado, adimen
 $TB = \Theta_B$ = tiempo de contacto de burbuja, seg
 $KF = K_f$ = coef. global de reacción, seg^{-1}
 X = conversión obtenida, adimen

Modelo de Davidson & Harrison

- $HF = H$ = altura del lecho fluidizado
 $Q = Q$ = flujo total de gas intercambiado entre la burbuja y la emulsión, cm^3/seg
 $Z = Z$ = cte. de Davidson & Harrison, adimen
 $P = k'$ = cte, de Davidson & Harrison, adimen

- $X = X =$ cte. de Davidson & Harrison, adimen
 $M1$ y $M2 =$ raíces de la ecuación cuadrática de D. & H.
 $C1 = C_A/C_0 =$ fracción no convertida para flujo en pistón en la fase densa o emulsión, adimen
 $C2 = C_A/C_0 =$ fracción no convertida para flujo en mezcla completa en la fase emulsión, adimen
 $XF =$ conversión si la emulsión está con flujo en pistón, adimen
 $XM =$ conversión si la emulsión se encuentra con flujo de mezcla perfecta, adimen

Modelo de Kato & Wen

- $H = n =$ número de compartimentos, adimen
 $CB = C_b =$ concentración de la fase burbuja, mol/cm³
 $CE = C_e =$ concentración de la fase emulsión, mol/cm³
 $NB = N_B =$ número de burbujas en cada compartimento, adimen
 $H = \sum_{i=1}^n \Delta h_i =$ distancia desde el distribuidor al n compartimento, cm
 $CO = C_0 =$ concentración del gas hasta el n-1 compartimento, mol/lto
 $HN = \Delta h_n =$ altura de cada compartimento, cm
 $VB = V_{bn} =$ volúmen de la fase burbuja en el n compartimento, cm³
 $VC = V_{cn} =$ volúmen de la nube en el n compartimento, cm³
 $VE = V_{en} =$ volúmen de la fase emulsión en el n compartimento, cm³
 $FO = F_{on} =$ coef. de intercambio de gas en el n compartimento, seg⁻¹
 $F = F'_{on} =$ coef. de intercambio de gas en el n compartimento basado en el volúmen de burbujas, seg⁻¹
 $B = b =$ pendiente de la ecuación lineal para evaluar diámetros de burbuja de Kato & Wen, adimen

Modelo Modificado de Kato & Wen

DM = D_{BM} = diámetro máximo de burbuja, cm

D1 = D'_{Bn} = diámetro de burbuja entre n-1 y el n. compartimento δ
a una altura $h_n = \sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i$

D2 = D_{Bn} = diámetro de burbuja en el n. compartimento δ a una altura $h_n = \sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i + \frac{\Delta h_n}{2}$

DC = \int_{cn} = razón del volúmen de nube y volúmen de burbuja, adimen

HU = Δh_N = altura del último compartimento, cm

CX = concentración de burbuja real al salir del lecho fluidizado, mol/lto

CY = concentración de emulsión real al salir del lecho fluidizado, mol/lto

CP = concentración promedio real a la salida del lecho, mol/lto

XP = conversión promedio real a la salida del lecho, adimen

L = $\sum_{i=1}^{n-1} \Delta h_i$ = altura hasta el n-1 compartimento, cm

H = $\sum_{i=1}^n \Delta h_i$ = altura hasta el n. compartimento, cm

VELOCIDAD MÍNIMA DE FRENADO EN METROS
 ALTURA DEL LECHO EN MÁXIMA FRENOSIDAD EN CM
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA PIEDRA EN EL LECHO EN CM
 AREA SECCION TRANSVERSA DEL LECHO EN M²

Q	(1)	(2)	(3)	(4)
2.9734	.718757	1.1274	1	
3.9734	.819178	1.14427	1	
4.9734	.927291	1.16112	1	.677029
5.9734	1.03411	1.17795	1	.694769
6.9734	1.14073	1.19477	1	.712511
7.9734	1.24715	1.21158	1	.730254
8.9734	1.35337	1.22838	1	.748000
9.9734	1.45949	1.24517	1	.765748
10.978	1.56551	1.26195	1	.783498
11.978	1.67143	1.27872	1	.801250
12.978	1.77725	1.29548	1	.818994
13.978	1.88297	1.31224	1	.836740
14.978	1.98859	1.32899	1	.854488

*Ecuación

10000

10001

10002

10003

10004

10005

10006

10007

10008

10009

10010

10011

10012

10013

10014

10015

10016

10017

10018

10019

10020

10021

10022

10023

10024

10025

10026

10027

10028

10029

10030

10031

10032

10033

10034

PUN
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUJIDACION= 744589
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUJIDACION= 27.17
 ALTURA PROMEDIO EN LA SUPERFICIE EN EL LECHO= 13.585
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL SECHO= 21.7167

X0	D0	D5	E0	Y0
1.9780	1187577	1.2571	55577	
3.9780	1072137	1.21429	77551	99001
4.9780	1071354	1.21357	147521	99001
5.9780	1121354	1.21357	714000	990745
5.9780	1181182	1.21357	550371	990733
7.9780	1181758	1.21357	712117	990714
8.9780	1251357	1.21357	721000	990719
9.9780	1221357	1.21357	714074	990719
10.978	1373766	1.21357	774000	990754
11.978	1474463	1.21357	717261	990706
12.978	1547119	1.21357	710000	990733
13.978	1558475	1.21357	711473	990749
14.978	161751	1.21357	707519	990733

Xread
 >

```

LIST
10 REM PROGRAMA USANDO EL METODO DE JORDAN PARA LA SIMULACION
20 READ LEVEM,NGE,AMG,DT,NO,DR,DE,DP,VE
30 LET UR=15.15*(1+((NO-1)*DR+NO*DE)/(NO+1))*VE/(NO+1)*(VE/DR+1)
40 PRINT "MAYOR CADA MINUTOS DE FLUJIDACION="UR
50 LET H=UR*(1-EM)/(1-EM**N)
60 PRINT "ALTA DEL LEON EN FORMA FLUJIDACION="H
70 LET H=H/24
80 PRINT "ALTA EQUIVALENTE DE LA BUREJA EN EL LEON="H
90 LET AT=(13.14-SPRND)*100
100 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LEON="A
110 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LEON="A
120 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LEON="A
130 FOR I=1 TO 10
140 LET I=I+1
150 LET I=I+1
160 LET I=I+1
170 LET I=I+1
180 LET I=I+1
190 LET I=I+1
200 LET I=I+1
210 IF I=10 AND I=10 THEN 220
220 LET I=10
230 LET I=I+1
240 LET I=I+1
250 LET I=I+1
260 LET I=I+1
270 LET I=I+1
280 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LEON="A
290 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LEON="A
300 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LEON="A
310 DATA 8.1,12.1,15.1,18.1,21.1,24.1,27.1,30.1,33.1,36.1,39.1,42.1,45.1,48.1,51.1,54.1,57.1,60.1,63.1,66.1,69.1,72.1,75.1,78.1,81.1,84.1,87.1,90.1,93.1,96.1,99.1,102.1,105.1,108.1,111.1,114.1,117.1,120.1,123.1,126.1,129.1,132.1,135.1,138.1,141.1,144.1,147.1,150.1,153.1,156.1,159.1,162.1,165.1,168.1,171.1,174.1,177.1,180.1,183.1,186.1,189.1,192.1,195.1,198.1,201.1,204.1,207.1,210.1,213.1,216.1,219.1,222.1,225.1,228.1,231.1,234.1,237.1,240.1,243.1,246.1,249.1,252.1,255.1,258.1,261.1,264.1,267.1,270.1,273.1,276.1,279.1,282.1,285.1,288.1,291.1,294.1,297.1,300.1,303.1,306.1,309.1,312.1,315.1,318.1,321.1,324.1,327.1,330.1,333.1,336.1,339.1,342.1,345.1,348.1,351.1,354.1,357.1,360.1,363.1,366.1,369.1,372.1,375.1,378.1,381.1,384.1,387.1,390.1,393.1,396.1,399.1,402.1,405.1,408.1,411.1,414.1,417.1,420.1,423.1,426.1,429.1,432.1,435.1,438.1,441.1,444.1,447.1,450.1,453.1,456.1,459.1,462.1,465.1,468.1,471.1,474.1,477.1,480.1,483.1,486.1,489.1,492.1,495.1,498.1,501.1,504.1,507.1,510.1,513.1,516.1,519.1,522.1,525.1,528.1,531.1,534.1,537.1,540.1,543.1,546.1,549.1,552.1,555.1,558.1,561.1,564.1,567.1,570.1,573.1,576.1,579.1,582.1,585.1,588.1,591.1,594.1,597.1,600.1,603.1,606.1,609.1,612.1,615.1,618.1,621.1,624.1,627.1,630.1,633.1,636.1,639.1,642.1,645.1,648.1,651.1,654.1,657.1,660.1,663.1,666.1,669.1,672.1,675.1,678.1,681.1,684.1,687.1,690.1,693.1,696.1,699.1,702.1,705.1,708.1,711.1,714.1,717.1,720.1,723.1,726.1,729.1,732.1,735.1,738.1,741.1,744.1,747.1,750.1,753.1,756.1,759.1,762.1,765.1,768.1,771.1,774.1,777.1,780.1,783.1,786.1,789.1,792.1,795.1,798.1,801.1,804.1,807.1,810.1,813.1,816.1,819.1,822.1,825.1,828.1,831.1,834.1,837.1,840.1,843.1,846.1,849.1,852.1,855.1,858.1,861.1,864.1,867.1,870.1,873.1,876.1,879.1,882.1,885.1,888.1,891.1,894.1,897.1,900.1,903.1,906.1,909.1,912.1,915.1,918.1,921.1,924.1,927.1,930.1,933.1,936.1,939.1,942.1,945.1,948.1,951.1,954.1,957.1,960.1,963.1,966.1,969.1,972.1,975.1,978.1,981.1,984.1,987.1,990.1,993.1,996.1,999.1,1002.1,1005.1,1008.1,1011.1,1014.1,1017.1,1020.1,1023.1,1026.1,1029.1,1032.1,1035.1,1038.1,1041.1,1044.1,1047.1,1050.1,1053.1,1056.1,1059.1,1062.1,1065.1,1068.1,1071.1,1074.1,1077.1,1080.1,1083.1,1086.1,1089.1,1092.1,1095.1,1098.1,1101.1,1104.1,1107.1,1110.1,1113.1,1116.1,1119.1,1122.1,1125.1,1128.1,1131.1,1134.1,1137.1,1140.1,1143.1,1146.1,1149.1,1152.1,1155.1,1158.1,1161.1,1164.1,1167.1,1170.1,1173.1,1176.1,1179.1,1182.1,1185.1,1188.1,1191.1,1194.1,1197.1,1200.1,1203.1,1206.1,1209.1,1212.1,1215.1,1218.1,1221.1,1224.1,1227.1,1230.1,1233.1,1236.1,1239.1,1242.1,1245.1,1248.1,1251.1,1254.1,1257.1,1260.1,1263.1,1266.1,1269.1,1272.1,1275.1,1278.1,1281.1,1284.1,1287.1,1290.1,1293.1,1296.1,1299.1,1302.1,1305.1,1308.1,1311.1,1314.1,1317.1,1320.1,1323.1,1326.1,1329.1,1332.1,1335.1,1338.1,1341.1,1344.1,1347.1,1350.1,1353.1,1356.1,1359.1,1362.1,1365.1,1368.1,1371.1,1374.1,1377.1,1380.1,1383.1,1386.1,1389.1,1392.1,1395.1,1398.1,1401.1,1404.1,1407.1,1410.1,1413.1,1416.1,1419.1,1422.1,1425.1,1428.1,1431.1,1434.1,1437.1,1440.1,1443.1,1446.1,1449.1,1452.1,1455.1,1458.1,1461.1,1464.1,1467.1,1470.1,1473.1,1476.1,1479.1,1482.1,1485.1,1488.1,1491.1,1494.1,1497.1,1500.1,1503.1,1506.1,1509.1,1512.1,1515.1,1518.1,1521.1,1524.1,1527.1,1530.1,1533.1,1536.1,1539.1,1542.1,1545.1,1548.1,1551.1,1554.1,1557.1,1560.1,1563.1,1566.1,1569.1,1572.1,1575.1,1578.1,1581.1,1584.1,1587.1,1590.1,1593.1,1596.1,1599.1,1602.1,1605.1,1608.1,1611.1,1614.1,1617.1,1620.1,1623.1,1626.1,1629.1,1632.1,1635.1,1638.1,1641.1,1644.1,1647.1,1650.1,1653.1,1656.1,1659.1,1662.1,1665.1,1668.1,1671.1,1674.1,1677.1,1680.1,1683.1,1686.1,1689.1,1692.1,1695.1,1698.1,1701.1,1704.1,1707.1,1710.1,1713.1,1716.1,1719.1,1722.1,1725.1,1728.1,1731.1,1734.1,1737.1,1740.1,1743.1,1746.1,1749.1,1752.1,1755.1,1758.1,1761.1,1764.1,1767.1,1770.1,1773.1,1776.1,1779.1,1782.1,1785.1,1788.1,1791.1,1794.1,1797.1,1800.1,1803.1,1806.1,1809.1,1812.1,1815.1,1818.1,1821.1,1824.1,1827.1,1830.1,1833.1,1836.1,1839.1,1842.1,1845.1,1848.1,1851.1,1854.1,1857.1,1860.1,1863.1,1866.1,1869.1,1872.1,1875.1,1878.1,1881.1,1884.1,1887.1,1890.1,1893.1,1896.1,1899.1,1902.1,1905.1,1908.1,1911.1,1914.1,1917.1,1920.1,1923.1,1926.1,1929.1,1932.1,1935.1,1938.1,1941.1,1944.1,1947.1,1950.1,1953.1,1956.1,1959.1,1962.1,1965.1,1968.1,1971.1,1974.1,1977.1,1980.1,1983.1,1986.1,1989.1,1992.1,1995.1,1998.1,2001.1,2004.1,2007.1,2010.1,2013.1,2016.1,2019.1,2022.1,2025.1,2028.1,2031.1,2034.1,2037.1,2040.1,2043.1,2046.1,2049.1,2052.1,2055.1,2058.1,2061.1,2064.1,2067.1,2070.1,2073.1,2076.1,2079.1,2082.1,2085.1,2088.1,2091.1,2094.1,2097.1,2100.1,2103.1,2106.1,2109.1,2112.1,2115.1,2118.1,2121.1,2124.1,2127.1,2130.1,2133.1,2136.1,2139.1,2142.1,2145.1,2148.1,2151.1,2154.1,2157.1,2160.1,2163.1,2166.1,2169.1,2172.1,2175.1,2178.1,2181.1,2184.1,2187.1,2190.1,2193.1,2196.1,2199.1,2202.1,2205.1,2208.1,2211.1,2214.1,2217.1,2220.1,2223.1,2226.1,2229.1,2232.1,2235.1,2238.1,2241.1,2244.1,2247.1,2250.1,2253.1,2256.1,2259.1,2262.1,2265.1,2268.1,2271.1,2274.1,2277.1,2280.1,2283.1,2286.1,2289.1,2292.1,2295.1,2298.1,2301.1,2304.1,2307.1,2310.1,2313.1,2316.1,2319.1,2322.1,2325.1,2328.1,2331.1,2334.1,2337.1,2340.1,2343.1,2346.1,2349.1,2352.1,2355.1,2358.1,2361.1,2364.1,2367.1,2370.1,2373.1,2376.1,2379.1,2382.1,2385.1,2388.1,2391.1,2394.1,2397.1,2400.1,2403.1,2406.1,2409.1,2412.1,2415.1,2418.1,2421.1,2424.1,2427.1,2430.1,2433.1,2436.1,2439.1,2442.1,2445.1,2448.1,2451.1,2454.1,2457.1,2460.1,2463.1,2466.1,2469.1,2472.1,2475.1,2478.1,2481.1,2484.1,2487.1,2490.1,2493.1,2496.1,2499.1,2502.1,2505.1,2508.1,2511.1,2514.1,2517.1,2520.1,2523.1,2526.1,2529.1,2532.1,2535.1,2538.1,2541.1,2544.1,2547.1,2550.1,2553.1,2556.1,2559.1,2562.1,2565.1,2568.1,2571.1,2574.1,2577.1,2580.1,2583.1,2586.1,2589.1,2592.1,2595.1,2598.1,2601.1,2604.1,2607.1,2610.1,2613.1,2616.1,2619.1,2622.1,2625.1,2628.1,2631.1,2634.1,2637.1,2640.1,2643.1,2646.1,2649.1,2652.1,2655.1,2658.1,2661.1,2664.1,2667.1,2670.1,2673.1,2676.1,2679.1,2682.1,2685.1,2688.1,2691.1,2694.1,2697.1,2700.1,2703.1,2706.1,2709.1,2712.1,2715.1,2718.1,2721.1,2724.1,2727.1,2730.1,2733.1,2736.1,2739.1,2742.1,2745.1,2748.1,2751.1,2754.1,2757.1,2760.1,2763.1,2766.1,2769.1,2772.1,2775.1,2778.1,2781.1,2784.1,2787.1,2790.1,2793.1,2796.1,2799.1,2802.1,2805.1,2808.1,2811.1,2814.1,2817.1,2820.1,2823.1,2826.1,2829.1,2832.1,2835.1,2838.1,2841.1,2844.1,2847.1,2850.1,2853.1,2856.1,2859.1,2862.1,2865.1,2868.1,2871.1,2874.1,2877.1,2880.1,2883.1,2886.1,2889.1,2892.1,2895.1,2898.1,2901.1,2904.1,2907.1,2910.1,2913.1,2916.1,2919.1,2922.1,2925.1,2928.1,2931.1,2934.1,2937.1,2940.1,2943.1,2946.1,2949.1,2952.1,2955.1,2958.1,2961.1,2964.1,2967.1,2970.1,2973.1,2976.1,2979.1,2982.1,2985.1,2988.1,2991.1,2994.1,2997.1,3000.1,3003.1,3006.1,3009.1,3012.1,3015.1,3018.1,3021.1,3024.1,3027.1,3030.1,3033.1,3036.1,3039.1,3042.1,3045.1,3048.1,3051.1,3054.1,3057.1,3060.1,3063.1,3066.1,3069.1,3072.1,3075.1,3078.1,3081.1,3084.1,3087.1,3090.1,3093.1,3096.1,3099.1,3102.1,3105.1,3108.1,3111.1,3114.1,3117.1,3120.1,3123.1,3126.1,3129.1,3132.1,3135.1,3138.1,3141.1,3144.1,3147.1,3150.1,3153.1,3156.1,3159.1,3162.1,3165.1,3168.1,3171.1,3174.1,3177.1,3180.1,3183.1,3186.1,3189.1,3192.1,3195.1,3198.1,3201.1,3204.1,3207.1,3210.1,3213.1,3216.1,3219.1,3222.1,3225.1,3228.1,3231.1,3234.1,3237.1,3240.1,3243.1,3246.1,3249.1,3252.1,3255.1,3258.1,3261.1,3264.1,3267.1,3270.1,3273.1,3276.1,3279.1,3282.1,3285.1,3288.1,3291.1,3294.1,3297.1,3300.1,3303.1,3306.1,3309.1,3312.1,3315.1,3318.1,3321.1,3324.1,3327.1,3330.1,3333.1,3336.1,3339.1,3342.1,3345.1,3348.1,3351.1,3354.1,3357.1,3360.1,3363.1,3366.1,3369.1,3372.1,3375.1,3378.1,3381.1,3384.1,3387.1,3390.1,3393.1,3396.1,3399.1,3402.1,3405.1,3408.1,3411.1,3414.1,3417.1,3420.1,3423.1,3426.1,3429.1,3432.1,3435.1,3438.1,3441.1,3444.1,3447.1,3450.1,3453.1,3456.1,3459.1,3462.1,3465.1,3468.1,3471.1,3474.1,3477.1,3480.1,3483.1,3486.1,3489.1,3492.1,3495.1,3498.1,3501.1,3504.1,3507.1,3510.1,3513.1,3516.1,3519.1,3522.1,3525.1,3528.1,3531.1,3534.1,3537.1,3540.1,3543.1,3546.1,3549.1,3552.1,3555.1,3558.1,3561.1,3564.1,3567.1,3570.1,3573.1,3576.1,3579.1,3582.1,3585.1,3588.1,3591.1,3594.1,3597.1,3600.1,3603.1,3606.1,3609.1,3612.1,3615.1,3618.1,3621.1,3624.1,3627.1,3630.1,3633.1,3636.1,3639.1,3642.1,3645.1,3648.1,3651.1,3654.1,3657.1,3660.1,3663.1,3666.1,3669.1,3672.1,3675.1,3678.1,3681.1,3684.1,3687.1,3690.1,3693.1,3696.1,3699.1,3702.1,3705.1,3708.1,3711.1,3714.1,3717.1,3720.1,3723.1,3726.1,3729.1,3732.1,3735.1,3738.1,3741.1,3744.1,3747.1,3750.1,3753.1,3756.1,3759.1,3762.1,3765.1,3768.1,3771.1,3774.1,3777.1,3780.1,3783.1,3786.1,3789.1,3792.1,3795.1,3798.1,3801.1,3804.1,3807.1,3810.1,3813.1,3816.1,3819.1,3822.1,3825.1,3828.1,3831.1,3834.1,3837.1,3840.1,3843.1,3846.1,3849.1,3852.1,3855.1,3858.1,3861.1,3864.1,3867.1,3870.1,3873.1,3876.1,3879.1,3882.1,3885.1,3888.1,3891.1,3894.1,3897.1,3900.1,3903.1,3906.1,3909.1,3912.1,3915.1,3918.1,3921.1,3924.1,3927.1,3930.1,3933.1,3936.1,3939.1,3942.1,3945.1,3948.1,3951.1,3954.1,3957.1,3960.1,3963.1,3966.1,3969.1,3972.1,3975.1,3978.1,3981.1,3984.1,3987.1,3990.1,3993.1,3996.1,3999.1,4002.1,4005.1,4008.1,4011.1,4014.1,4017.1,4020.1,4023.1,4026.1,4029.1,4032.1,4035.1,4038.1,4041.1,4044.1,4047.1,4050.1,4053.1,4056.1,4059.1,4062.1,4065.1,4068.1,4071.1,4074.1,4077.1,4080.1,4083.1,4086.1,4089.1,4092.1,4095.1,4098.1,4101.1,4104.1,4107.1,4110.1,4113.1,4116.1,4119.1,4122.1,4125.1,4128.1,4131.1,4134.1,4137.1,4140.1,4143.1,4146.1,4149.1,4152.1,4155.1,4158.1,4161.1,4164.1,4167.1,4170.1,4173.1,4176.1,4179.1,4182.1,4185.1,4188.1,4191.1,4194.1,4197.1,4200.1,4203.1,4206.1,4209.1,4212.1,4215.1,4218.1,4221.1,4224.1,4227.1,4230.1,4233.1,4236.1,4239.1,4242.1,4245.1,4248.1,4251.1,4254.1,4257.1,4260.1,4263.1,4266.1,4269.1,4272.1,4275.1,4278.1,4281.1,4284.1,4287.1,4290.1,4293.1,4296.1,4299.1,4302.1,4305.1,4308.1,4311.1,4314.1,4317.1,4320.1,4323.1,4326.1,4329.1,4332.1,4335.1,4338.1,4341.1,4344.1,4347.1,4350.1,4353.1,4356.1,4359.1,4362.1,4365.1,4368.1,4371.1,4374.1,4377.1,4380.1,4383.1,4386.1,4389.1,4392.1,4395.1,4398.1,4401.1,4404.1,4407.1,4410.1,4413.1,4416.1,4419.1,4422.1,4425.1,4428.1,4431.1,4434.1,4437.1,4440.1,4443.1,4446.1,4449.1,4452.1,4455.1,4458.1,4461.1,4464.1,4467.1,4470.1,4473.1,4476.1,4479.1,4482.1,4485.1,4488.1,4491.1,4494.1,4497.1,4500.1,4503.1,4506.1,4509.1,4512.1,4515.1,4518.1,4521.1,4524.1,4527.1,4530.1,4533.1,4536.1,4539.1,4542.1,4545.1,4548.1,4551.1,4554.1,4557.1,4560.1,4563.1,4566.1,4569.1,4572.1,4575.1,4578.1,4581.1,4584.1,4587.1,4590.1,4593.1,4596.1,4599.1,4602.1,4605.1,4608.1,4611.1,4614.1,4617.1,4620.1,4623.1,4626.1,4629.1,4632.1,4635.1,4638.1,4641.1,4644.1,4647.1,4650.1,4653.1,4656.1,4659.1,4662.1,4665.1,4668.1,4671.1,4674.1,4677.1,4680.1,4683.1,4686.1,4689.1,4692.1,4695.1,4698.1,4701.1,4704.1,4707.1,4710.1,4713.1,4716.1,4719.1,4722.1,4725.1,4728.1,4731.1,4734.1,4737.1,4740.1,4743.1,4746.1,4749.1,4752.1,4755.1,4758.1,4761.1,4764.1,4767.1,4770.1,4773.1,4776.1,4779.1,4782.1,4785.1,4788.1,4791.1,4794.1,4797.1,4800.1,4803.1,4806.1,4809.1,4812.1,4815.1,4818.1,4821.1,4824.1,4827.1,4830.1,4833.1,4836.1,4839.1,4842.1,4845.1,4848.1,4851.1,4854.1,4857.1,4860.1,4863.1,4866.1,4869.1,4872.1,4875.1,4878.1,4881.1,4884.1,4887.1,4890.1,4893.1,4896.1,4899.1,4902.1,4905.1,4908.1,4911.1,4914.1,4917.1,4920.1,4923.1,4926.1,4929.1,4932.1,4935.1,4938.1,4941.1,4944.1,4947.1,4950.1,4953.1,4956.1,4959.1,4962.1,4965.1,4968.1,4971.1,4974.1,4977.1,4980.1,4983.1,4986.1,4989.1,4992.1,4995.1,4998.1,5001.1,5004.1,5007.1,5010.1,5013.1,5016.1,5019.1,5022.1,5025.1,5028.1,5031.1,5034.1,5037.1,5040.1,5043.1,5046.1,5049.1,5052.1,5055.1,5058.1,5061.1,5064.1,5067.1,5070.1,5073.1,5076.1,5079.1,5082.1,5085.1,5088.1,5091.1,5094.1,5097.1,5100.1,5103.1,5106.1,5109.1,5112.1,5115.1,5118.1,5121.1,5124.1,5127.1,5130.1,5133.1,5136.1,5139.1,5142.1,5145.1,5148.1,5151.1,5154.1,5157.1,5160.1,5163.1,5166.1,5169.1,5172.1,5175.1,5178.1,5181.1,5184.1,5187.1,5190.1,5193.1,5196.1,5199.1,5202.1,5205.1,5208.1,5211.1,5214.1,5217.1,5220.1,5223.1,5226.1,5229.1,5232.1,5235.1,5238.1,5241.1,5244.1,5247.1,5250.1,5253.1,5
```

RUN
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUJIDIZACION= .744529
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUJIDIZACION= 27.17
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA FLUJIDA EN EL LECHO= 13.585
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 21.3189

	D0	D2	GC	Y
2.97824	.8137573	1.36716	.284033	1
3.97824	.7373105	.684439	.259268	1
4.97824	.8673695	.645122	.241344	.999996
5.97824	.183954	1.84233	.238142	.999964
6.97824	.148182	1.24261	.220734	.999682
7.97824	.146738	1.45038	.213153	.992544
8.97824	.254894	1.65557	.205774	.993342
9.97824	.32857	1.85949	.201731	.98957
10.978	.393766	2.11862	.197274	.985761
11.978	.474433	2.35167	.193321	.981532
12.978	.563719	2.62204	.189375	.977143
13.978	.658473	2.85494	.185816	.972511
14.978	.761751	3.11525	.182472	.967571

Itanda

BUN
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUJIDAD MM = 74.439
 ANCHO DEL LECHO EN MINIMA FLUJIDACION = 17.17
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA BARRERA EN EL LECHO = 13.555
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO = 21.3159

VO	DO	OB	XF	XM
2.97324	.0187573	.484716	1	.951371
3.97334	.0393135	.864409	1	.951324
4.97334	.0573576	.847151	1	.977238
5.97334	.100958	1.04035	1	.972934
6.97334	.146102	1.24251	1	.955149
7.97324	.192733	1.45238	.994395	.964133
8.97334	.254374	1.66567	.99918	.959856
9.97324	.32857	1.88349	.999336	.955427
10.973	.373766	2.11582	.999405	.951339
11.973	.474493	2.35657	.998327	.947148
12.973	.562719	2.60224	.996122	.942821
13.973	.658475	2.85484	.99227	.938115
14.973	.761751	3.11535	.986245	.933122

Fin

SUN
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= 1.744509
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 21.3195

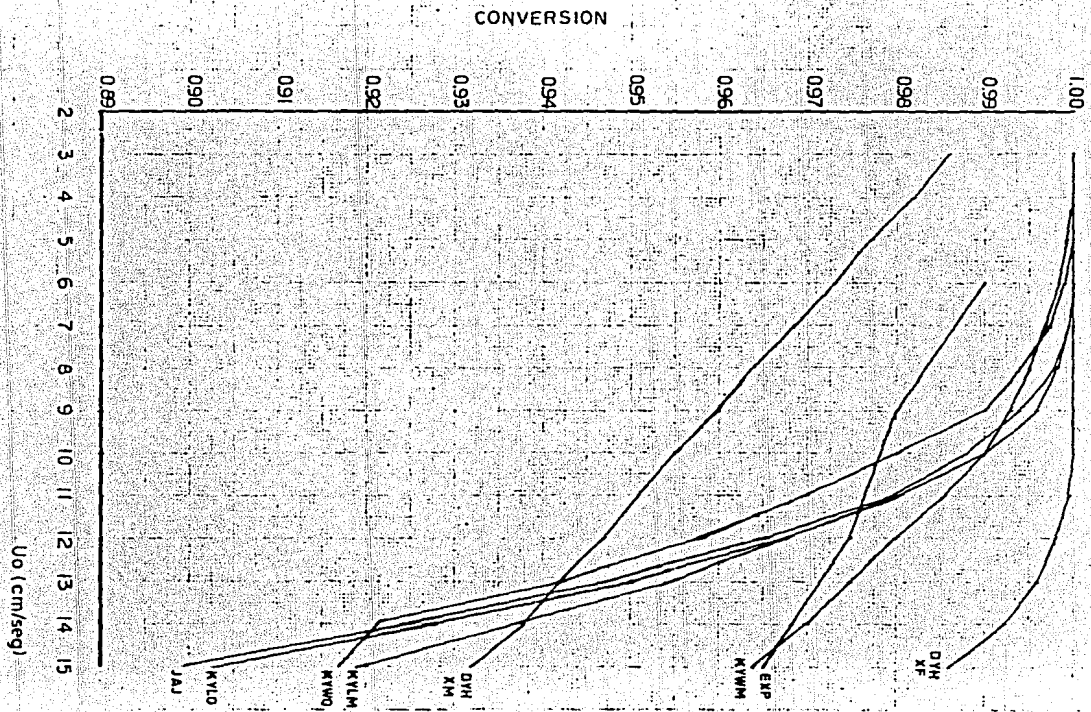
U0	N	CS	HF	H	Y
1.97804	31	1.95265E-07	29.4178		
3.97804	25	1.60243E-06	29.332	28.8785	.999971
4.97804	25	9.29986E-06	30.8229	28.7354	.99995
5.97824	23	2.94800E-05	30.6349	31.3331	.999729
6.97834	21	7.7359E-05	31.1853	31.8314	.999351
7.97804	19	1.92819E-04	31.6414	33.713	.99752
8.97834	18	3.0582E-04	32.7664	33.351	.994862
9.97864	16	6.33122E-04	32.4521	35.6303	.993355
10.978	15	9.3223E-04	32.6843	31.4421	.988215
11.978	14	1.33841E-03	33.1295	31.3944	.983565
12.978	13	1.84986E-03	33.43	34.56	.955418
13.978	12	2.5136E-03	33.7893	34.8323	.942192
14.978	12	2.65259E-03	33.97	34.3264	.92145
				38.5947	.818956

RUN
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= .744579
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 21.3167

US	N	CP	CE	CP	XP
2.9780	37	6.17595E-05	2.019E-07		
3.97804	29	3.58566E-05	1.32714E-04	7.3747E-07	.995777
4.97804	24	1.15204E-04	4.57713E-06	4.9244E-05	.997934
5.97804	21	2.45134E-04	1.0555E-05	1.70173E-05	.999453
6.97804	19	4.15485E-04	1.94211E-05	4.27685E-05	.998664
7.97804	17	7.01941E-04	3.46192E-05	9.54259E-05	.99793
8.97804	16	9.4117E-04	4.71137E-05	1.48716E-04	.998103
9.97804	15	1.25165E-03	6.42965E-05	2.34449E-04	.998767
10.978	14	1.64834E-03	8.73928E-05	3.75261E-04	.998919
11.978	13	2.14751E-03	1.17285E-04	4.81519E-04	.995577
12.978	12	2.76571E-03	1.58348E-04	6.13155E-04	.993911
13.978	11	3.53726E-03	2.1333E-04	7.82264E-04	.975617
14.978	11	3.78549E-03	2.16721E-04	8.62437E-04	.981922
				1.15401E-03	.963875

IReady

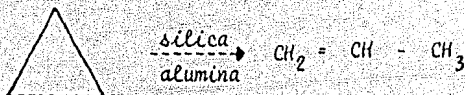
GRAFICA $X = f(U_0)$ PARA LA HIDROGENACION DEL ETILENO



(1177)

Reacción II

Ahora, estudiaremos la reacción siguiente: isomerización del ciclopropano catalizada por partículas de sílica-alúmina. La estequiometría es como sigue:



La reacción es de primer orden y ocurre con un gran exceso de aire. La mezcla gaseosa será distribuida por medio de un plato poroso.

La composición del gas de entrada al reactor es: 2% ciclopropano - y 98% aire, con una concentración igual a $7(10^{-2})$ mol/lto. La temperatura en el lecho es de 250°C y la presión promedio a lo largo del mismo fue de 30 lb/in² gauge (3 atm abs.). La difusividad de la mezcla gaseosa a la temperatura citada es de $0.4799 \text{ cm}^2/\text{seg}$. La densidad y viscosidad de la mezcla gaseosa a la temperatura de operación son, respectivamente: 0.002045 gr/cm^3 y $0.00026 \text{ gr/cm seg}$.

El coeficiente cinético de la reacción a 250°C es de 1.5 seg^{-1}

El reactor es un tubo cilíndrico y las propiedades en el lecho son las siguientes:

$$D_t = 15.2 \text{ cm}$$

$$H_0 = 26 \text{ cm}$$

$$d_p = 0.0088 \text{ cm}$$

$$\rho_s = 1.65 \text{ gr/cm}^3$$

$$\epsilon = 0.45$$

$$\epsilon_{mb} = 0.5$$

Tomaremos un valor de $\gamma_b = 0.0055$ y un valor de $\alpha = 0.25$

Todos los datos fueron obtenidos del trabajo presentado por ---
Ishii & Osberg (1965) donde se estudia esta reacción obteniéndose re-
sultados experimentales indicados en forma de gráfico $X = f(U_0)$.

A continuación se presentan los programas de los modelos simula-
dos en el mismo orden que para la primera reacción.

```

1000 40
1100 40
1200 40
1300 40
1400 40
1500 40
1600 40
1700 40
1800 40
1900 40
2000 40
2100 40
2200 40
2300 40
2400 40
2500 40
2600 40
2700 40
2800 40
2900 40
3000 40
3100 40
3200 40
3300 40
3400 40
3500 40
3600 40
3700 40
3800 40
3900 40
4000 40
4100 40
4200 40
4300 40
4400 40
4500 40
4600 40
4700 40
4800 40
4900 40
5000 40
5100 40
5200 40
5300 40
5400 40
5500 40
5600 40
5700 40
5800 40
5900 40
6000 40
6100 40
6200 40
6300 40
6400 40
6500 40
6600 40
6700 40
6800 40
6900 40
7000 40
7100 40
7200 40
7300 40
7400 40
7500 40
7600 40
7700 40
7800 40
7900 40
8000 40
8100 40
8200 40
8300 40
8400 40
8500 40
8600 40
8700 40
8800 40
8900 40
9000 40
9100 40
9200 40
9300 40
9400 40
9500 40
9600 40
9700 40
9800 40
9900 40
10000 40

```

RUN
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= .33393
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUIDIZACION= 29.6
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA BUBBLA EN EL LECHO= 14.3
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 191.458

	GO	DC	DS	Y
1.	.33521	3.77861E-03	1.16653	.992747
2.	.33521	.0159612	2.04667	.937379
3.	.33521	.0332715	2.93577	.794723
4.	.33521	.0492024	3.8355	.647562
5.	.33521	.074857	4.74219	.532573
6.	.33521	.13514	5.6524	.438028

IPeaky
 >

RHM
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIFICACION= .333273
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUIDIFICACION= 28.6
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA PULVERA EN EL LECHO= 14.3
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 19.458

UG	DO	DB	EF	X
1.33521	3.77061E-03	1.16653	.312569	.998713
2.33521	.0153612	2.04947	.151524	.937473
3.33521	.0333710	2.93530	.219504	.791867
4.33521	.0602024	3.6355	.175569	.689813
5.33521	.094053	4.74317	.157505	.557114
6.33521	.135424	5.6524	.173876	.462842

ifready

>

!Ready

MIC

10 REM PROGRAMA LEONARDO MODELO DE JORDA, ARAGON & JIMENEZ

20 READ DE,EM,ROE,AL,DT,AS,DP,DS,DE

30 LET UO=ROE*(AL+DP)*DE*(1+AS/200)

40 PRINT "VELOCIDAD MAXIMA DE FUNDICACION="UO

50 LET M=UO*(1-EM)*AS

51 PRINT "MANTENIMIENTO DE LEONARDO MAXIMA FUNDICACION="M

55 LET R=1/AS**2

60 PRINT "ALTURA EN LA ENTE DE LA PARRA EN EL LEONARDO="H

70 LET AT=3.1415927*DT*UO

80 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LEONARDO="AT

90 PRINT TAB(7);UO;TAB(17);DO;TAB(27);"GR"

100 PRINT TAB(27);"GR";TAB(47);"GR"

110 FOR UO=UO TO 0 STEP -1

120 LET DO=3.1415927*AT*UO

140 LET DE=(DO+AL*ROE*(1+AS/200))/UO

150 LET UR=0.7*(AL+DP)*DE*(1+AS/200)

160 LET ES=5.0*(1+EM)*DE*(AL+DP)*AS*(1+AS/200)*DO/DE*(1+AS/200)

170 LET GC=(1-EM)*UO*(DO+AL*ROE*(1+AS/200))/UR*(1+EM)*AS

180 LET US=DO+AL*ROE*(1+AS/200)

190 LET DS=DO/US

200 LET KC=6.7E+(EM*ES+DS/DS**3)*0.5

210 IF GC<2 AND GC<17 THEN 270

220 LET C=0

230 LET GE=(1-EM)*(1-D)/DO-(GC*ES)

240 LET S=(GE+1*(1/(1+E)+1/(GC*E)+1/(1/KC+1/(GE*E))))

250 LET C=S*(1+EM)*(1-E)/(UR*(1-EM))

260 LET R=E*(C)

270 LET X=1-(1/R)

280 PRINT TAB(3);UO;TAB(13);DO;TAB(23);DS

290 PRINT TAB(33);GC;TAB(43);X

300 NEXT UO

310 DATA 2.4795,0.5,1.5,0.0055,0.25,26,15.2,0.00204,0.0029,3.002045,1.55,0.45

320 END

!Ready

>

PLN

VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIFICACION= .333883
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUIDIFICACION= 29.6
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA BUBULA EN EL LECHO= 14.3
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 121.455

<u>U</u>	<u>D₃₂</u>	<u>D₅₀</u>	<u>G_c</u>	<u>X</u>
1.33521	3.77361E-03	1.16453	.147831	.998624
2.33521	.0153612	3.6-647	.157895	.934376
3.33521	.0338719	2.93832	.151785	.789822
4.33521	.0602774	2.2355	.148322	.642657
5.33521	.094253	4.74019	.145945	.523862
6.33521	.135424	5.6224	.144159	.432146

```

IFERRS
STOP
18 REM PROGRAMA BASADO EN EL MODELO DE DAVIDSON & HARRISON
19 READ DP,DE,DS,NG,H0,DT,DE1,EM,EM1
20 LET NY=(950.66*DP)/(DE+DS)/(1+2*NS)
40 PRINT "VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIFICACION=";NM
50 LET NY=(1-E)/(1-EM)+40
50 PRINT "ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUIDIFICACION=";NM
55 LET H=1/2*NM
60 PRINT "ALTURA EQUIVALENTE DE LA BUREVA EN EL LECHO=";H
70 LET AT=13.1415927*(2)^(1/2)
80 PRINT "AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO=";AT*H
90 PRINT TAB(7);"M";TAB(17);"CM";TAB(27);"M^2"
100 PRINT TAB(7);"M";TAB(47);"M^2"
110 FOR Q0=400 TO 21400
120 LET Q0=0.80376*(Q0-Q0)^(1/2)
130 LET Q0=Q0+1.4*(P+DEA)/(60)*M*H
140 LET HF=NM*(1+(1-E)*NM)/(0.711*(950.66*DP)^2.5)
150 LET Q0=3/4*Q0*(1.1415927*DE*DT+0.475*DE*DT.5+950.66/DS)^2.25*(1.1415927*DP)^2
160 LET Q0=1/60*(Q0)
170 LET P0=40/Q0
180 LET Y=(6.74+NM)^2*(DE+950.66*DS)^2.5*(Q0-(1-E)*DE*Q0.5+950.66/DS)^2.25)
190 LET X0=(1+P0)/(1+X0)+((X0+P0)^2-(4*(1-E)*P0*Y)/(4.5*(12+P0*(1-E))))
200 LET X0=(1+P0)/(1+X0)+((X0+P0)^2-(4*(1-E)*P0*Y)/(4.5*(12+P0*(1-E))))
210 LET Q1=((1/(Y-X0))+(1/(1+(1-E)*P0*Y*(2/(Q0*X0))))*(E*(P0-M*HF)))-(M*(1-(1-E)*P0*Y/(100*X0)))+(E*(1-M*HF))
220 LET Q2=(2*(E*Y)-(1-E)*(1-E)*P0*(1-E))^2/(2+(1-E)*(2*(E*(1-X0))))
230 LET YF=1-Q1
240 LET YF=1-Q2
250 PRINT TAB(3);"M";TAB(13);"M";TAB(23);"M^2"
260 PRINT TAB(33);"M";TAB(43);"M^2"
270 NEXT Q0
280 DATA 0.8022,0.802045,1.65,0.20326,26,15,2.8,4799,1.5,0.45,0.5
290 END

```

Ready

RUN
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= .333207
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUIDIZACION= 05.6
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA BUBBLA EN EL LECHO= 15.3
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 181.452

GO	DO	DR	X ²	FM
1.33521	3.77261E-03	1.16652	.999999	.914827
2.33521	.0152612	2.0-867	.997774	.943409
3.33521	.0232718	2.93532	.972824	.914985
4.33521	.0422024	3.9255	.92439	.963769
5.33521	.094053	4.74219	.815432	.785911
6.33521	.135424	5.6524	.723349	.73749

!Ready

```

17Ready
18100
1910 REM PROGRAMA PARA EL MODELO DE TATO & WEN
20 READ C,DE,EG,OT,F,ND,EN,H
21 LET N=100/EG/OT/DE/EN/ND
22 PRINT "MEDIAS DE FLUJIDACION=";H
23 LET AT=EG/OT/DE/EN/ND
24 LET H=H/AT
25 LET H=H/ND
26 PRINT "AREA SECCION TRANSFERAL DEL USUO=";AT
27 PRINT TAB(7);H;TAB(13);H;TAB(26);H;TAB(41);H;TAB(56);H
28 PRINT TAB(68);H;TAB(83);H
29 FOR I=1 TO 10
30 LET D=0.00075*(H-0.001)
31 LET E=1.4E-07*(H-0.001)
32 LET F=1.4E-07*(H-0)
33 LET H=H*(1+(D+E+F)/(0.7+(EG/OT/DE/EN/ND)*1.5))
34 LET H=1.000007+H
35 LET H=1.000007*(H-0.001)
36 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
37 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
38 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
39 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
40 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
41 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
42 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
43 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
44 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
45 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
46 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
47 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
48 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
49 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
50 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
51 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
52 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
53 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
54 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
55 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
56 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
57 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
58 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
59 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
60 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
61 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
62 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
63 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
64 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
65 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
66 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
67 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
68 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
69 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
70 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
71 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
72 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
73 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
74 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
75 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
76 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
77 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
78 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
79 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
80 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
81 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
82 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
83 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
84 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
85 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
86 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
87 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
88 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
89 LET H=1.000007*(H-0.001)/(1.000007+H)
90 DATA 0.1,0.95,1.65,0.202945,15.2,1.5,0.00026,0.5,26
91 END
17Ready
>

```

RPM
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= .333233
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 181.458

UO	N	C2	HF	H	X
1.33521	21	4.49143E-04	27.1354		
2.33521	16	2.8173E-03	27.7117	27.5365	.953584
3.33521	13	7.25346E-03	28.1432	31.3129	.959753
4.33511	11	.0125781	28.5004	33.2465	.696302
5.33521	9	.019783	29.8135	34.5851	.820313
6.33521	8	.0246657	29.8679	29.5647	.717358
				32.3948	.647632

Presdy

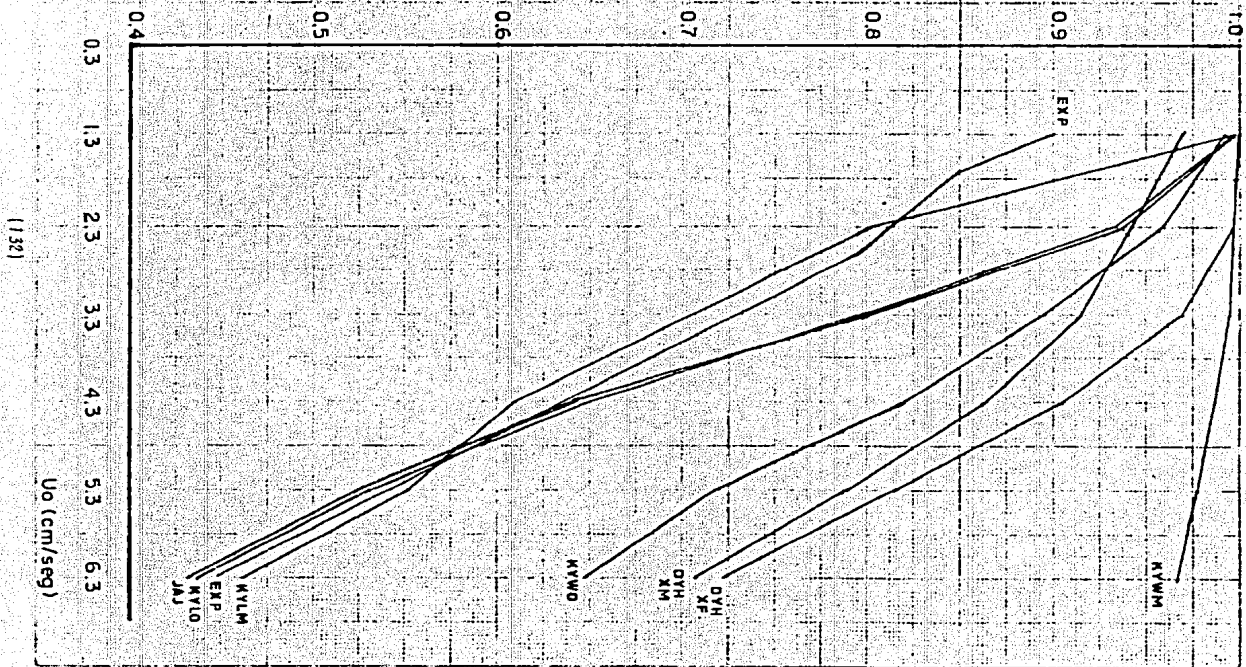
RCM
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= .333883
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 161.452

UO	N	CP	CE	CP	YE
1.33521	67	3.83241E-05	2.67672E-05		
2.33521	43	4.73649E-04	5.25131E-05	4.84531E-06	.999942
3.33521	33	1.62106E-03	2.11457E-04	6.97163E-05	.978775
4.33521	27	3.46409E-03	4.91521E-04	3.55033E-04	.994204
5.33521	23	6.72929E-03	8.64954E-04	6.45594E-04	.953705
6.33521	20	8.34832E-03	1.34751E-03	1.52335E-03	.978523
				2.28237E-03	.967395

Ready

GRAFICA $x = f(U_0)$ PARA LA ISOMERIZACION DEL CICLOPROPANO

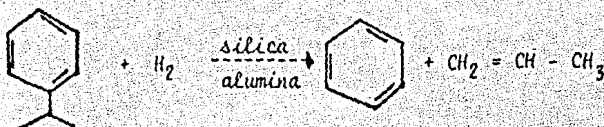
CONVERSION



(132)

Reacción III

Finalmente, estudiaremos la descomposición del cumeno catalizada por partículas de silica-alumina. La estequiometría es como sigue:



La reacción es de primer orden y ocurre con un exceso de hidrógeno presente. La mezcla gaseosa será distribuida por medio de un plato poroso.

La composición del gas de entrada al reactor es: 10% de cumeno y 90% de hidrógeno, con una concentración igual a $1.75(10^{-2})$ mol/lto.

La temperatura promedio en el lecho es de 800°F (425°C). La presión promedio a lo largo del lecho fue de 1 atm abs. La difusividad de las mezcla gaseosa a la temperatura y presión citadas es de $0.7231 \text{ cm}^2/\text{seg}$. La densidad y viscosidad de la mezcla gaseosa a la temperatura de operación son, respectivamente: $0.0002176 \text{ gr/cm}^3$ y $0.00017 \text{ gr/cm seg}$.

El coeficiente cinético de la reacción a 425°C es de 0.775 seg^{-1} .

El reactor es un tubo cilíndrico y las propiedades en el lecho son las siguientes:

$$D_t = 7.6 \text{ cm}$$

$$H_0 = 20 \text{ cm}$$

$$d_p = 0.0105 \text{ cm}$$

$$\rho_s = 0.98 \text{ gr/cm}^3$$

$$\epsilon = 0.45$$

$$\epsilon_{m_6} = 0.5$$

Tomaremos un valor de $\beta_0 = 0.0055$ y un valor de $\alpha = 0.25$

Todos los datos fueron obtenidos del trabajo presentado por Gomez plata & Shuster (1960) donde se estudia esta reacción obteniéndose resultados experimentales que se indican en forma de gráfico de $X = f(u_0)$.

A continuación se presentan los programas de los modelos simulados en el mismo orden que para las reacciones anteriores.

PM
VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= 1.377-56
ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUIDIZACION= 23
ALTURA EQUIVALENTE DE LA SUPERFICIE EN EL LECHO= 11
AREA SECCION TRANSVERSA DEL LECHO= 45.3546

U	E ₀	DE	X
1.50799	4.52234-27	1.57155	1.597156
2.50799	1.817695	1.27374	1.441677
3.50799	1.201894	1.15127	1.347979
4.50799	1.264211	1.55747	1.741913
5.50799	1.450476	2.41174	2.448943
6.50799	1.61407	3.27413	3.501172
7.50799	1.8108	3.74354	4.534468

Ready

S.M.
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIFICACION = 377496
 ALTURA DEL LECHO EN MINUTA FLUIDIFICACION =
 ALTURA MINIMA DE FLUIDIFICACION = 11
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO = 3446

U	PO	SS	FF	X
1.50000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
2.50000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
3.50000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
4.50000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
5.50000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
6.50000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000
7.50000	0.00000	0.00000	0.00000	0.00000

2001
 VELOCIDAD MINIMA DE ELIMINACION 377494
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA F 377494
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA ZONA EN MINIMA F 377494
 AREA SECCION TRANSVERSA EN MINIMA F 377494

10	01	02	03	04
1.50799	4.70000000	1.50799	191468	607740
2.50799	7.70000000	1.50799	176200	548510
3.50799	10.70000000	1.50799	161000	490000
4.50799	13.70000000	1.50799	145800	432000
5.50799	16.70000000	1.50799	130600	374000
6.50799	19.70000000	1.50799	115400	316000
7.50799	22.70000000	1.50799	100200	258000
8.50799	25.70000000	1.50799	85000	200000

Ready

PUA:
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= .377496
 ALTURA DEL LECHO EN MINIMA FLUIDIZACION= 22
 ALTURA EQUIVALENTE DE LA PIRENIA EN EL LECHO= 11
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 45.3144

UG	DA	DB	VE	VM
1.50998	4.82231E-23	.639126	.992891	.91123
2.50996	.0172958	1.27274	.994222	.828534
3.50998	.0368749	1.51232	.968184	.815361
4.50998	.0622112	1.95742	.921535	.774553
5.50997	.0992476	2.41224	.852656	.728859
6.50999	.141404	2.87419	.799431	.679914
7.50999	.19128	3.34324	.735877	.631832

Reacu

R/M
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACION= 1.377496
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 45.3644

U0	N	CS	HF	-	Y
1.50798	22	1.82761E-02	21.3345	22.3733	.989556
2.50798	17	1.84711E-02	21.94	21.573	.943162
3.50798	15	1.94183E-02	22.2184	21.0933	.897795
4.50798	13	3.19667E-02	22.7732	21.1345	.817316
5.50798	11	4.81151E-02	23.107	21.2357	.726867
6.50798	10	5.92286E-02	23.3995	20.3164	.667357
7.50798	9	6.90237E-02	23.6641	20.1227	.623572

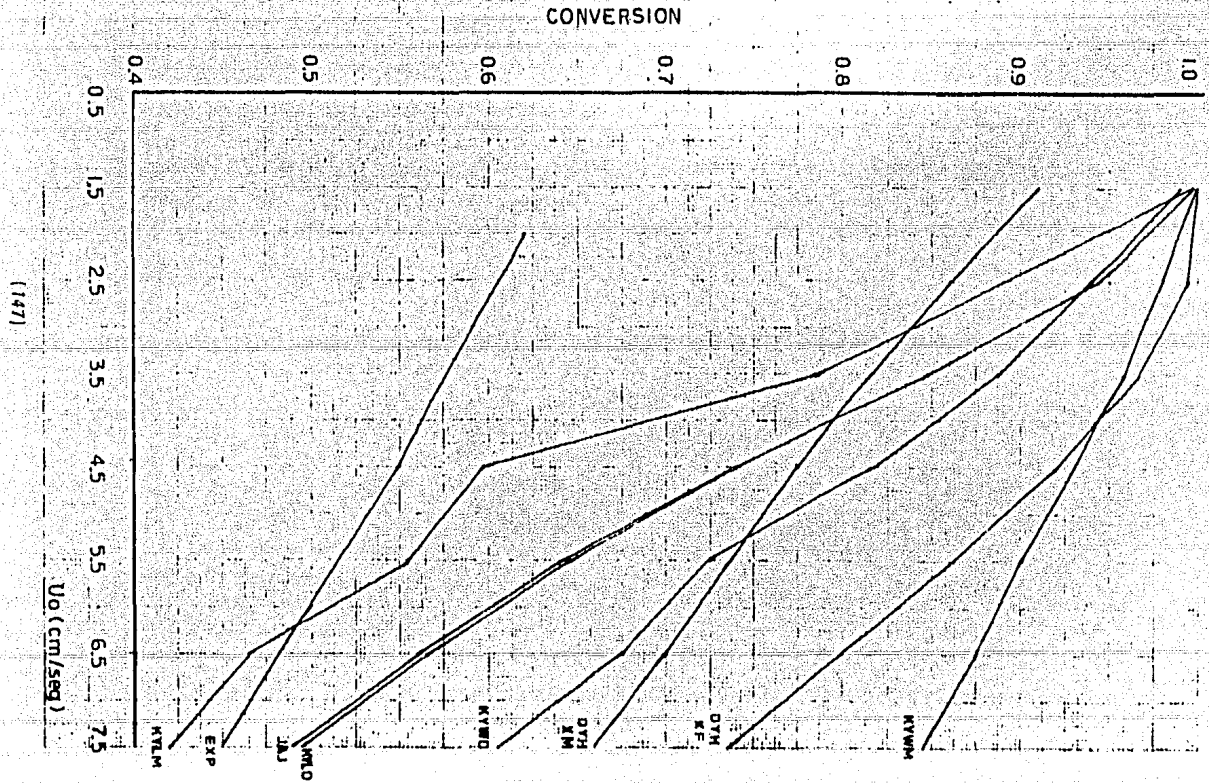
IFeas:3

E.M.
 VELOCIDAD MINIMA DE FLUIDIZACIÓN= 1.377495
 AREA SECCION TRANSVERSAL DEL LECHO= 43.3646

UO	N	CO	CE	CP	VE
1.50998	55	1.77831E-04	4.81745E-05		
2.50999	36	9.53577E-04	2.72261E-04	5.73782E-05	.592707
3.50996	28	1.92938E-03	5.6025E-04	3.19553E-04	.93174
4.50997	23	3.02673E-03	9.95577E-04	7.43422E-04	.567819
5.50999	20	3.85746E-03	1.3214E-03	1.25121E-03	.927045
6.50999	18	4.51637E-03	1.52202E-03	1.73993E-03	.907574
7.50999	16	5.41438E-03	1.89914E-03	2.00132E-03	.873389
				2.69259E-03	.545129

Ready

GRAFICA $X = f(U_0)$ PARA LA DESCOMPOSICION DEL CUMENO



(147)

Análisis de resultados

Observando el gráfico $X = f(U_0)$ para la hidrogenación del etileno podemos decir que:

a) Los modelos de Kurii & Levenspiel (original y modificado) y el modelo de Jodra, Aragón & Jiménez predicen conversiones prácticamente iguales en todo el rango de U_0 trabajado. La pequeña diferencia consiste en el cálculo de K_{bc} . Esto se basa en la consideración que hacen Jodra et al. de que las burbujas ascendentes son cuasiesféricas y no lenticulares como presumen Kurii & Levenspiel. Ahora bien, con respecto al parámetro β del modelo de Jodra et al., se le considera como una forma de "hacer coincidir" los resultados experimentales con los estimados -- por el modelo. La correlación mostrada por la ecuación (33) del capítulo III de este trabajo, es dependiente de cada reacción y condición de operación, por lo que su significado consiste en ser un factor correctivo que haga al modelo muy preciso, es decir, un factor que "obligatoriamente" iguale lo más posible las conversiones estimadas con las experimentales.

Por otra parte, comparando los resultados obtenidos con los experimentales, se observa que a velocidades bajas las conversiones estimadas por estos modelos son cercanas a las reales; sin embargo, a medida que se aumenta la velocidad la diferencia entre ellas va siendo notoria hasta llegar al punto en que las conversiones estimadas son muy inferiores a las reales.

Por lo tanto, estos modelos sólo explican lo sucedido, y en forma no muy precisa, a velocidades bajas de las trabajadas en este estudio.

b) Con respecto al modelo de Davidson & Harrison considerando que la fase emulsión se encuentra con un patrón de flujo en pistón, predice conversiones más altas que las experimentales. Si la fase emulsión se encuentra perfectamente mezclada las conversiones predichas son inferiores a las experimentales. Por consecuencia, este modelo es deshechado para explicar el comportamiento de esta reacción.

c) De los modelos restantes, el de Kato & Wen original es igualmente bueno sólo a velocidades del gas bajas ya que a medida que se aumenta ésta, la discrepancia entre las conversiones es cada vez mayor. El modelo de Kato & Wen modificado presenta una buena correspondencia con la curva experimental con mayor precisión a velocidades altas. Por esto, es el modelo que explica mejor el comportamiento experimental de esta reacción.

Analicemos ahora la gráfica $X = f(U_0)$ para la isomerización del ciclopropano:

a) Los modelos que más se acercan a la curva experimental son los de Kunii & Levenspiel y el de Jodra et al. Sin embargo, es observable que el modelo de Kunii & Levenspiel modificado cumple satisfactoriamente en explicar la realidad.

b) Todos los demás modelos, llámense Davidson & Harrison y Kato & Wen (original y modificado) predicen conversiones más altas que las experimentales en todo el rango de U_0 , por lo que no son muy aceptados para esta reacción.

Por último, para la descomposición del cumeno al analizar su gráfica $X = f(U_0)$ podemos decir que:

a) El modelo que tiene mejor congruencia con la curva experimental es nuevamente el de Kunii & Levenspiel modificado pero sólo a partir de velocidades intermedias. Esto es, a velocidades bajas existe grandes diferencias entre las conversiones. Entonces, se puede decir que este modelo sólo cumple de velocidades intermedias en adelante y sobre todo a velocidades altas.

b) Los modelos restantes predicen conversiones muy altas de las reales por lo que son nuevamente rechazados.

En suma, generalizando para las tres reacciones estudiadas en este trabajo podemos decir que:

A medida que aumenta la velocidad superficial del gas, la diferencia o discrepancia entre los modelos en sí es mayor. Es comprensible que a altas velocidades del gas los modelos no expliquen adecuadamente

la realidad. Esto se justifica debido al gran movimiento existente en estas condiciones. Se sabe que es difícil explicar el comportamiento de un lecho de borboteo pero aún más difícil explicar un lecho con borboteo vigoroso. Por esta razón, se prefiere evitar tales condiciones. Un rango adecuado y recomendable de velocidades del gas sería de $1.5 - U_{mf}$ a $10 U_{mf}$. Otra razón de igual peso es que a velocidades altas -- los diámetros de burbuja estimados o evaluados por las correlaciones -- ya mencionadas en el capítulo I de este trabajo resultan ser mayores -- que el mismo diámetro del lecho, cosa que carece totalmente de sentido físico.

CAPITULO V

CONSIDERACIONES FINALES Y CONCLUSIONES

Consideraciones Finales.

En lechos fluidizados de borboteo libre, normalmente el flujo de gas se desvía mucho del ideal; en este caso no resultan útiles los métodos sencillos de experimentación con trazadores. Sin embargo, se puede reducir considerablemente el tipo de flujo no deseado de estos lechos con un diseño adecuado de los aparatos (deflectores y distribuidores).

Como en los procesos a escala industrial se emplean grandes cantidades de gas, se necesitan lechos de gran diámetro y elevadas velocidades de gas. Ambos factores conducen a lechos de borboteo vigoroso, con burbujas de gran tamaño, con un elevado by-pass y un comportamiento deficiente. Esta es la razón del intenso esfuerzo para explicar el comportamiento de los lechos en tales condiciones.

Sin embargo, desde el punto de vista del diseño, es preferible evitar este comportamiento en lugar de explicar y operar en estas condiciones. Con este fin han de tenerse en cuenta las siguientes consideraciones:

- 1.- Introducir dispositivos internos en el lecho para impedir el crecimiento de las burbujas y disminuir el tamaño de las mismas.
- 2.- Utilizar lechos de relleno fluidizado en los que el gas pasa primero a través de la sección fluidizada y después por la sección de relleno. Este tipo de esquema es muy adecuado cuando se requieren conversiones elevadas del gas.
- 3.- Utilizar velocidades de gas lo suficientemente elevadas que den lugar a un arrastre (y retorno) apreciable de sólidos. En estas condiciones el lecho se comporta como una emulsión pobre sin formación de burbujas.

jas y sin by-pass considerable. En este caso, se pueden emplear velocidades de gas mucho mayores, y con un diseño adecuado el flujo de gas se aproxima al comportamiento del flujo en pistón.

Recientemente se han propuesto otros modelos hidrodinámicos diferentes utilizando otras hipótesis, tales como:

Tamaño de burbuja variable con la altura en el lecho

Resistencia burbuja-nube despreciable

Resistencia nube-emulsión despreciable

Burbujas no esféricas

En todos los casos la base racional de estos modelos hidrodinámicos reside en la observación de que los lechos con identidad en los sólidos y caudales de gas, pueden dar lugar a burbujas grandes o pequeñas, de acuerdo con el diseño del distribuidor, posición de los deflectores, etc; por consiguiente, el tamaño de la burbuja debe constituir el parámetro más importante del modelo. Una consecuencia de este argumento es que los modelos que no permiten considerar tamaños de burbujas diferentes para unas condiciones determinadas del lecho, no pueden resultar adecuados.

Es evidente la importancia de este tipo de modelos donde se puede ensayar, demostrar que es erróneo, rechazarse, y que su único parámetro (el tamaño de la burbuja) pueda compararse con el determinado experimentalmente.

Conclusiones

Es sumamente interesante e importante concluir que con el conocimiento de las propiedades físicas de los reactantes, tales como: densidades del gas y sólido, viscosidad del gas, diámetro de partícula; y de las propiedades del lecho, como: altura del lecho estático y en mínima fluidización, sus respectivas porosidades, geometría del distribuidor; es posible dar una adecuada descripción del flujo de gas en cada fase y del flujo de gas intercambiado entre ellas.

Esto es bien cierto, ya que con los datos mencionados práticamente se puede tener una predicción de la velocidad mínima de fluidización, que a la postre y en conjunción con los datos mencionados en segundo término, nos guía a una buena estimación del diámetro de burbuja. Si recordamos que en los modelos hidrodinámicos el principal y único parámetro para explicar el comportamiento de un reactor de lecho fluidizado es el diámetro de burbuja, podemos constatar que es posible el diseño de estos reactores a partir de propiedades que pueden ser medidas y obtenidas fácilmente, cosa que para mi criterio personal, es un gran avance.

Ahora bien, observando las gráficas $X = f(U_0)$ para cada reacción se puede asumir que el modelo de Kunii & Levenspiel modificado explica mejor el comportamiento experimental para dos de ellas. Para la restante, el modelo de Kato & Wen modificado es el más adecuado.

Por lo tanto, para el tipo de reacciones estudiadas aquí con semejantes dimensiones de lecho, los modelos de Kunii & Levenspiel y Kato & Wen son los que causan mayor aproximación con la realidad, y por consiguiente, son dignos de tomarse en cuenta para el diseño de reactores de lecho fluidizado cuando se desea usarlos para efectuar reacciones parecidas o semejantes a las estudiadas en este trabajo. Además, como una gran ventaja, el modelo mencionado de Kunii & Levenspiel es fácilmente encontrado en libros de texto utilizados durante los últimos semestres de la licenciatura en Ingeniería Química.

BIBLIOGRAFIA

- 1) Calderbank, P.H.; Toor, F.D. Reaction Kinetics in Gas Fluidized Catalytic Beds. Part II. Mathematical Models. Proc. Intern. Symp. on Fluidization. 1967. pag. 373.
- 2) Carberry, James. Chemical and Catalytic Reaction Engineering. Mc. Graw Hill. Chemical Engineering Series. 1963. pp.560-569.
- 3) Chavarie, C.; Grace, J.R. Ind. Eng. Chem. Fundam. Vol.14. 1975. pp. 75, 79 y. 86.
- 4) Dalel, Keatrus. Fluidization Technology. Vol.1. Engineering Foundation Conference. 1976. pag. 179.
- 5) Davidson, J.F.; Harrison, D. Chemical Engineering Science. Vol.21 1966. pag. 371
- 6) Gomezplata, A.; Shuster, W.W. AIChE Journal. Vol.6. No. 3. September 1960. pag. 454.
- 7) Gottfried, B.S. Programación Básica. Serie Schaum. Mc. Graw Hill. 2ª edición. 1982. pp. 16-114.
- 8) Ishii, T.; Osberg, G.L. AIChE Journal. Vol. 11. No. 2. March 1965. pag. 279.
- 9) Jodra, L.G.; Aragón, J.M.; Jiménez, C. Ingeniería Química. Vol. 1 1983. pag. 77.
- 10) Kato, K.; Wen, C.Y. Chemical Engineering Science. Vol.24. 1969 pag. 1351.
- 11) Kunii, D.; Levenspiel, O. Ind. Eng. Chem. Fundam. Vol.7. 1968. pag. 446.

- 12) Kunil, D.; Levenspiel, O. *Fluidization Engineering*. John Wiley & Sons. 1977. 1^a reimpresión.
- 13) Leva, Max. *Fluidization*. Mc. Graw Hill. Chemical Engineering Series. 1959.
- 14) Levenspiel, Othel. *Ingeniería de las Reacciones Químicas*. Ed. Reverté. 1975. 2^a edición. Caps. 9 y 14.
- 15) Lewis, W.K.; Gilliland, E.R.; Glass, W. *AIChE Journal*. Vol.5. No.4. December 1959. pag. 419.
- 16) Mc. Cabe, L.W.; Smith, C.J. *Operaciones Básicas de la Ingeniería Química*. Ed. Reverté. 1^a edición. 1956.
- 17) Mori, S.; Wen, C.V. *AIChE Journal*. Vol.21. No. 1. January 1975. pag. 109.
- 18) Narsimhan, G. *AIChE Journal*. Vol.11. No. 3. May 1965. pag. 550.
- 19) Perry & Chilton. *Manual del Ingeniero Químico*. Mc. Graw Hill. 5^a edición. Vol. 11.
- 20) Smith, J.M. *Ingeniería de la Cinética Química*. CECSA. 2^a edición. 1970.
- 21) Wen, C.V.; Fair, L.T. *Models for Flow Systems and Chemical Reactors*. Vol. III. Marcel Dekker, Inc. New York. 1975.
- 22) Wen, C.V.; Yu, Y.H. *AIChE Journal*. Vol. 12. No. 3. May 1966. pag 610.