

**ESTUDIO HIDRODINAMICO DE UN
SISTEMA DE LECHO FLUIDIZADO
EN PRESENCIA DE UN BANCO
DE TUBOS HORIZONTALES**

UNIVERSIDAD AUTONOMA METROPOLITANA

CIENCIAS BASICAS E INGENIERIA

INGENIERIA DE PROCESOS E HIDRAULICA

**ESTUDIO HIDRODINAMICO DE UN
SISTEMA DE LECHO FLUIDIZADO
EN PRESENCIA DE UN BANCO
DE TUBOS HORIZONTALES**

TESIS

QUE PARA OBTENER EL GRADO DE:

MAESTRO EN INGENIERIA QUIMICA

PRESENTA:

JORGE DEL REAL OLVERA

MEXICO D.F.

1997

INDICE

I. RESUMEN	i
II. INTRODUCCION	ii

MARCO TEORICO

Capítulo 1.- Aspectos fundamentales de la fluidización.

1.1.- Características de los sistemas fluidizados	1
1.2.- La fluidización en los procesos industriales	5
1.3.- Ventajas y desventajas de la fluidización	5
1.4.- Parámetros hidrodinámicos de los reactores de lecho fluidizado	7
1.4.1.- Expansión del lecho de partículas	7
1.4.2.- Retromezclado del gas	9
1.4.3.- Amplitud y frecuencia en las señales diferenciales de presión	11
1.5.- Métodos para el control del diámetro de burbuja	13
1.6.- Antecedentes	15
1.6.1- Expansión del lecho de partículas	17
1.6.2.- Amplitud y frecuencia en señales diferenciales de presión	20
1.6.3.- Retromezclado del gas	22
1.7.- Referencias bibliográficas	23

Capítulo 2.- Modelos matemáticos en los reactores de lecho fluidizado.

2.1.- Aspectos generales en el modelado de los reactores fluidizados	25
2.2.- Teoría de las dos fases	29
2.3.- Modelo de Peters et. al.	34
2.4.- Comparación de los modelos analizados.	45
2.5.- Referencias bibliográficas	46

METODOLOGIA

Capítulo 3.- Sección experimental.

3.1.- Descripción de los materiales y equipo experimental	48
3.2.- Métodos de medición	54
3.2.1.- Cuantificación de la expansión del lecho	56
3.2.2.- Cuantificación de las fluctuaciones de presión	58
3.2.3.- Cuantificación del retromezclado del gas	60
3.3.- Referencias bibliográficas	63

RESULTADOS

Capítulo 4.- Resultados y discusiones.

4.1.- Expansión del lecho de partículas	65
4.2.- Amplitud y frecuencia de señales diferenciales de presión	72
4.2.1.- Frecuencia de burbujeo	72
4.2.2.- Amplitud del burbujeo	81
4.3.- Retromezclado del gas	88
4.4.- Referencias bibliográficas	97

CONCLUSIONES	98
---------------------	----

RECOMENDACIONES	100
------------------------	-----

NOMENCLATURA	102
---------------------	-----

APENDICE A	104
-------------------	-----

APENDICE B	110
-------------------	-----

Resumen

La dificultad mas importante que exhiben los reactores de lecho fluidizado, se localiza en representar adecuadamente la interacción entre la cinética y la hidrodinámica, ya que muchas veces es de tal complejidad que se hace difícil interpretar el desarrollo adecuado de algunas reacciones químicas, tomando en cuenta ambas características del sistema. Por tal motivo, en el proyecto aquí descrito se optó por aislar la parte hidrodinámica del problema para su estudio, comparando los resultados experimentales con dos modelos teóricos propuestos por Davidson y Harrison y también por Peters et al.

En el campo de la fluidización, uno de los objetivos habitualmente requeridos es definir los patrones de flujo del gas y los sólidos, en los sistemas abiertos y con un arreglo de tubos. Así, tratando de elegir aquellos parámetros hidrodinámicos que, recopilen los aspectos esenciales de los patrones de flujo bajo ambas características de operación, se determinó cuantificar la expansión del lecho de partículas, utilizando un medidor de presión manométrico, por ser uno de los métodos de mayor recurrencia a nivel industrial. Esta característica es empleada en la estimación del tiempo de residencia del gas en el lecho, así como para calcular la altura de la columna de sólidos.

Por otro lado, con la ayuda de un medidor diferencial de presión, se logró cuantificar la frecuencia y amplitud del burbujeo; esto con la finalidad de tener una idea aproximada de las características principales de las burbujas, tales como el diámetro equivalente y su distribución dentro del lecho.

Finalmente, se analizó la profundidad del retromezclado del gas, empleando un detector de conductividad térmica. Este parámetro es de crucial importancia principalmente cuando se llevan a cabo reacciones químicas consecutivas.

Introducción.

Se dice que los reactores constituyen el corazón de un proceso químico. Y aun cuando estos representan solo cerca del 20% del costo total de la planta, juegan un papel crucial en cuanto a la calidad del producto y la rentabilidad del proceso.

De entre los diferentes tipos de reactores químicos disponibles en la actualidad, los de lecho fluidizado son unos de los mejores sistemas de reacción, así como uno de los más usados en industrias tales como la petrolera, química, nuclear, alimenticia y farmacéutica entre alguna otras.

Desafortunadamente, aunque la tecnología de los lechos fluidizados se ha venido empleando en un número cada vez mayor de nuevas aplicaciones, la descripción del fenómeno de fluidización ha sido por algún tiempo muy rudimentario. Tan es así, que el ingeniero que diseña uno de estos sistemas se basa primordialmente en su experiencia y en la escasa teoría disponible.

Sin embargo, resulta irónico percatarse que, uno de los mayores problemas que existen en este campo, consiste en el hecho de haber desarrollado sistemas de lecho fluidizado para cada vez mas y mas procesos. Si bien es cierto que existe un procedimiento general para la planeación y el diseño de tales sistemas, la interacción entre la cinética y la hidrodinámica es muchas veces de tal complejidad que se hace difícil tratar de interpretar el desarrollo de algunas reacciones químicas tomando en cuenta ambas características.

De tal forma, al observar la enorme dificultad que se presenta en la descripción general de algunos sistemas fluidizados cuando interaccionan ambas

características del sistema; se optó por aislar solo a la parte hidrodinámica del problema original para su estudio en el presente proyecto.

Para poder definir el comportamiento hidrodinámico de un sistema fluidizado, se puede proponer la cuantificación de diversas propiedades (e.g. el patrón de flujo de los sólidos, la cantidad sólidos arrojados fuera del sistema, etc.). Sin embargo, uno de los propósitos que generalmente se presentan, es describir el patrón de flujo que sigue el gas desde que penetra al sistema por el plato distribuidor y hasta que sale por la superficie del lecho de partículas, ya que de esto depende que las fases entren en contacto.

De entre los posibles aspectos que existen para describir el patrón de flujo del gas, en el presente estudio se optó por tomar aquellos fenómenos que son los de mayor interés científico y frecuentemente observados cuando se manipulan dichos sistemas. El primero de estos aspectos fue la expansión del lecho de partículas; la importancia de ésta característica radica en que con ella se puede calcular un valor aproximado del tiempo de residencia del gas dentro del lecho. De la misma manera, con esta propiedad se puede estimar la altura necesaria de sólidos en el reactor.

Otras de las propiedades cuantificadas fueron la frecuencia y amplitud en señales diferenciales de presión. Esto se hizo con la finalidad de tener una idea aproximada de algunas características de las burbujas, tales como la distribución y el número de éstas dentro del reactor; además de una interpretación cualitativa del diámetro. Estos aspectos se cuantificaron, partiendo de la suposición de que las burbujas al momento de ascender a través del lecho se encuentran rodeadas por un campo de presión, el cual está determinado por el diámetro de la burbuja.

Por último se analizó la profundidad de retromezclado del gas; esta característica es originada principalmente por el patrón de flujo de los sólidos. Una parte importante del movimiento de los sólidos es generada por el arrastre de éstos en las estelas de las burbujas. Dicho movimiento, ocasiona que la temperatura dentro del reactor sea

homogénea, pero es de crucial importancia cuando se llevan a cabo reacciones químicas consecutivas, ya que el gas que regresa al sistema entre los sólidos al descender sigue reaccionando.

Dentro de las condiciones de operación a las que se manejó el sistema experimental se encuentran el rango de velocidades superficiales para el flujo del gas que fue de 8.97 a 13.455 cm/seg; es decir de 3 a 4.5 veces la velocidad mínima de flujo (U_{mf}) en la cual todo el peso de las partículas es soportado únicamente por el paso del gas. Además de una distribución estrecha en el diámetro de la partícula ($d_p=250$ Micras). Finalmente para representar a los internos, se construyó un arreglo de tubos horizontales el cual simuló un sistema intercambiador de calor, ofreciendo la alternativa modificar la posición de los tubos.

La evaluación de las características hidrodinámicas antes mencionadas se llevó a cabo con y sin internos en el sistema. Lo cual se hizo con la finalidad de indagar los efectos ocasionados al modificar las condiciones de operación del reactor. El lecho fluidizado fue sometido a dos geometrías diferentes en el arreglo de los tubos (arreglo triangular y cuadrado), tomándose en cuenta sólo las geometrías mas reportadas en la literatura y las de uso frecuente a nivel comercial.

Por otro lado, la mayoría de los modelos matemáticos propuestos para representar a los reactores de lecho fluidizado, se basan esencialmente en el intercambio de gas entre los sólidos y las burbujas estables y bien desarrolladas. Sin embargo, en la práctica es difícil encontrar burbujas con tales características y sin coexistencia con otras.

Ahora bien, debido a que la teoría de las dos fases (sec. 2.2), es la base de muchos modelos matemáticos en los sistemas fluidizados, se determinó comparar algunos de resultados experimentales con los de este modelo. Por otro lado, se encontró que uno de los modelos matemáticos mas relevantes, recientemente desarrollados para describir los fenómenos presentes en los sistemas fluidizados, es el propuesto por Peters et al. (Sec. 2.3). De entre las principales ventajas que ofrece éste, es que toman en cuenta el efecto

generado por el plato distribuidor y el diámetro del reactor sobre las burbujas, así como el intercambio de gas entre éstas y la fase densa. De tal forma, un tratamiento final realizado sobre los datos experimentalmente obtenidos, fue la comparación de éstos con los resultados hidrodinámicos calculados a partir de la simulación de este último modelo. Por lo tanto, el objetivo que se ha planeado en este proyecto es el siguiente:

OBJETIVO

Realizar la cuantificación de los cambios hidrodinámicos, originados por la presencia del arreglo de tubos horizontales en la fase densa del lecho de partículas. Para lo cual se eligieron tres de las características esenciales en la fluidización.

Por una parte, se analizaron los cambios generados sobre la expansión del lecho de partículas, también se verificaron los cambios en la concentración y profundidad del retromezclado del gas, lo cual no es otra cosa más que cuantificar la cantidad de gas que retorna al sistema para seguir en contacto con los sólidos. Finalmente se analizaron las características en las fluctuaciones de presión, para tener una idea aproximada de las propiedades de las burbujas presentes en el sistema.

Lo anterior se presenta de la siguiente manera: El capítulo uno inicia con una breve descripción de los aspectos fundamentales de la fluidización, además se muestran algunos de los parámetros hidrodinámicos más importantes en estos sistemas, como son la expansión del lecho, el retromezclado del gas y los cambios en la presión diferencial del lecho. Ahí también se puede encontrar el estado del arte de dichos parámetros. En el capítulo dos se hace un breve análisis de algunos modelos matemáticos reportados en la literatura, y se describen a detalle dos de ellos para simular algunas de las características hidrodinámicas del sistema experimental. En el capítulo tres, se hace la descripción del equipo experimental empleado en este proyecto, también se analizan los diferentes métodos experimentales utilizados para describir cada una de las características hidrodinámicas. Finalmente en el capítulo cuatro, se presentan y analizan los resultados experimentales obtenidos para cada una de las propiedades sugeridas anteriormente.

MARCO TEORICO

Capítulo 1

Aspectos fundamentales de la Fluidización

Este capítulo describe brevemente a los sistemas fluidizados además se analizan las diferentes características con otros sistemas de contacto aquí también se presentan algunas aplicaciones industriales. Finalmente se analizan tres de los parámetros hidrodinámicos de estos sistemas: La expansión del lecho, el retromezclado del gas y las fluctuaciones en la presión diferencial del lecho.

1.1 Características de los sistemas fluidizados.

En Diciembre 1921, el alemán Fritz Winkler⁽¹⁾ registró un procedimiento que eliminaba ciertas dificultades inherentes a la gasificación de carbonos que dan cenizas fusibles a la temperatura de trabajo. El procedimiento consistía en someter a las partículas de carbón, generalmente de tamaño pequeño, a una corriente ascendente de gas inyectado a tal velocidad que aquellas no necesitaban de los efectos de sustentación o apoyo en una parrilla, pues se mantenían suspendidas en la corriente ascendente de aire y vapor de agua debido a la fuerza de arrastre generada por dicho gas sobre las partículas. El paso de los gases a través de un lecho de partículas en tales condiciones determinan un estado de turbulencia elevado, de ahí la denominación de lecho turbulento o fluidizado, para designar a esta novedosa técnica de trabajo.

Aunque algunos argumentan que el fenómeno de la fluidización se observó por numerosos investigadores mucho tiempo antes, el crédito de la invención del proceso de los lechos fluidizados burbujeantes se debe a Winkler. Ya que él no solo observó el proceso, sino que también midió, patentó y promovió los reactores de lechos fluidizados a escala comercial.

Sin embargo, el notable descubrimiento no tuvo mayores repercusiones hasta que en los Estados Unidos 20 años después, se utilizó esta misma técnica para resolver el problema del Cracking catalítico de gases petrolíferos. Mediante la técnica ideada por Winkler se pudo resolver brillantemente el problema.

Pronto se apreció que este procedimiento podía ser empleado para abarcar, en un principio, todas las operaciones o procesos básicos que se desarrollaban por interacción sólido-fluido. Y así, a partir de 1943 se ha ido extendiendo a numerosas operaciones y reacciones, como son: la desecación de sólidos finamente divididos, la extracción de sólidos con líquidos, la adsorción de gases, el intercambio de calor sólido-fluido, la tostación de sulfuros y las reducciones entre algunos otros.

Uno de los mas vigorosos e innovadores promotores de esta técnica es Douglas Elliott⁽²⁾, quien en la década de los 60's apreció y valoró los enormes beneficios de la aplicación de los sistemas fluidizados en la generación de vapor, por medio de la inmersión de tubos intercambiadores de calor en los lechos de combustión de carbón. De este modo, se dedicó a promover el uso de los sistemas fluidizados para la generación de vapor en asociaciones tales como la British Coal Utilization Research Association y la National Coal Board de Inglaterra.

Un estado fluidizado se genera cuando se hace pasar una corriente de fluido (generalmente gas), de manera ascendente a través de una columna de partículas soportadas sobre un plato distribuidor. Cuando la velocidad del gas en el sistema es baja, éste simplemente penetra por los espacios vacíos que existen entre las partículas, aquí la caída de presión es baja y aproximadamente constante. A este sistema se le denomina lecho fijo (fig. 1.1a). Los diferentes estados que presenta el lecho de partículas con los cambios de velocidad, se muestran en la figura 1.1; y se interpretan en un diagrama de caída de presión vs velocidad de flujo en la figura 1.2

Al incrementar poco a poco la velocidad del gas, la altura del lecho partículas se expande y la caída de presión se incrementa hasta hacerse aproximadamente

constante, en este punto la fuerza de fricción entre las partículas y el fluido se equilibran con el peso total de las partículas. Es decir, la componente vertical de la fuerza de compresión (gravedad) entre los sólidos adyacentes desaparece, en este estado la columna de partículas exhibe un grado tal de movilidad que nos recuerdan algunas propiedades de los líquidos de baja densidad o líquidos en ebullición. Aquí la velocidad de flujo recibe el nombre de velocidad mínima de fluidización (U_{mf}). Y en dicha posición el sistema es llamado como lecho con fluidización incipiente (figura 1.1b) o lecho a velocidad mínima de fluidización.

En el mismo instante en que se incrementa un poco más la velocidad del flujo, se presentan en el sistema ciertas inestabilidades tales como el burbujeo y la canalización de gas. En este punto, la agitación se vuelve violenta y el movimiento de los sólidos es más vigoroso. La caída de presión fluctúa sobre un rango de valores; tales variaciones son generadas principalmente por el paso de las burbujas en el reactor. En esta parte el lecho es llamado burbujeante o heterogéneo. Como un ejemplo de este tipo de sistema véase la figura 1.1c. Observe que su localización en el diagrama de presión es extensa, como lo demuestra la figura 1.2.

Finalmente, si se continua incrementando más el flujo de gas, llega un momento en el que la velocidad terminal de la partícula (U_t) es alcanzada y excedida; por lo que el límite superior del lecho desaparece. En este punto, los sólidos son arrastrados con el fluido fuera del reactor, a esta etapa se le denomina frecuentemente como transporte neumático de sólidos. Véase la figura 1.1d para tener una referencia. Por otro lado, la curva en el diagrama de presión decae, debido primordialmente a la cantidad de material que es arrastrado por la corriente de gas y no regresa al sistema.

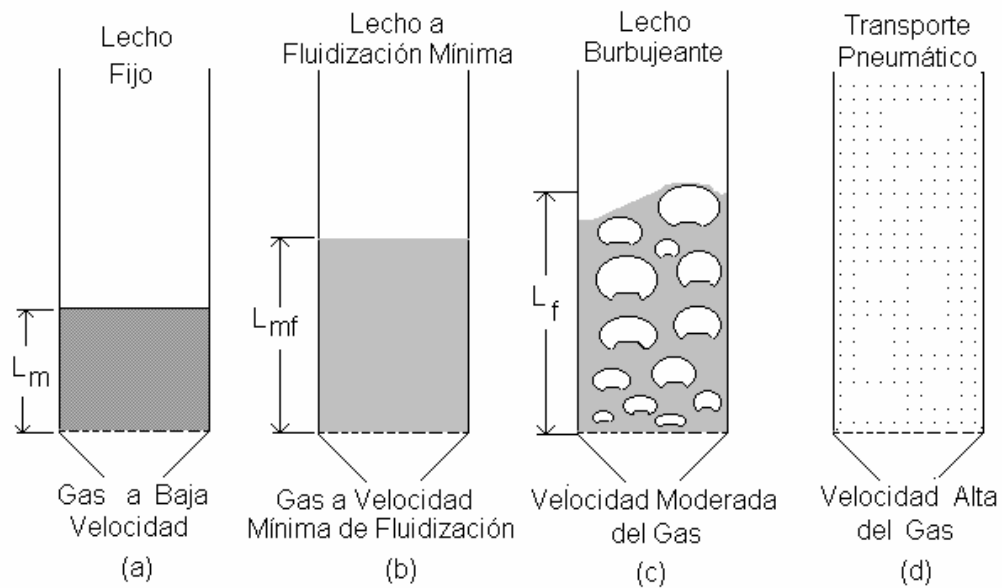


Figura 1.1 Comportamiento del lecho de partículas con los cambios de velocidad

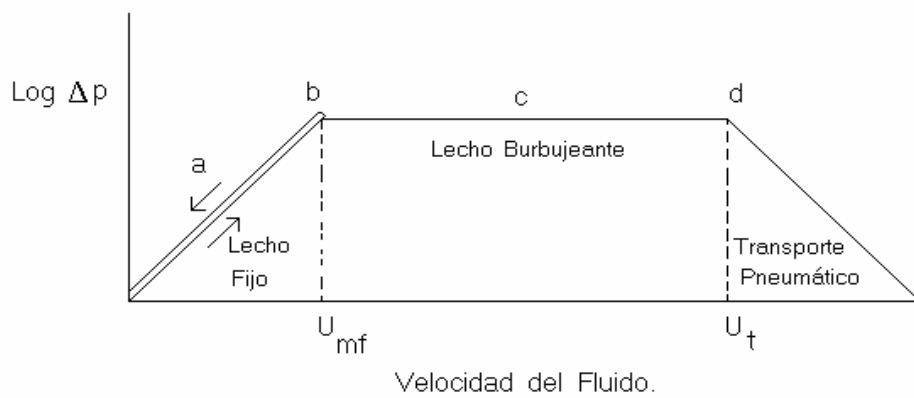


Figura 1.2 Curva característica de presión en los sistemas fluidizados

1.2 La fluidización en los procesos industriales.

La aplicación de la fluidización dentro de los procesos industriales se puede ubicar en dos grandes grupos: (i) procesos físicos o mecánicos, y (ii) procesos químicos. Algunas de las aplicaciones mas frecuentes en la industria se enumeran a continuación.

Físicos			Químico	
Secado de los sólidos	Revestimiento de las tabletas farmacéuticas	Tratamientos caloríficos de fibras textiles y cables	Cracking del petróleo	Regeneración de catalizadores
Adsorción de solventes	Granulación	Congelación de fertilizantes	Fabricación de polietileno	Incineración de sólidos
Congelación de alimentos	Baños con una temperatura constante	Mezclado de sólidos	Elaboración del anhídrido ftálico	Tostación
Revestimiento plástico de las superficies	Mezclados en general	Filtraciones	Hidrocarburos clorados	
			Combustión de carbón	

1.3 Ventajas y desventajas de la fluidización.

Los reactores de lecho fluidizado presentan un elevado número de propiedades, y aun cuando algunas son muy útiles otras son problemáticas y poco deseables. Dentro de las principales ventajas que ofrecen los lechos fluidizados, sobre otros sistemas de reacción (e.g. lechos fijos y reactores de flujo pistón), son:

- I.- Fácil control de la temperatura, la cual es además uniforme en todo el lecho.
- II.- Una alta tasa de transferencia de calor a tubos inmersos en la fase densa y a las paredes del recipiente.

III.- Facilidad en el manejo de los sólidos. Aquí, los sólidos pueden ser adicionados o removidos fácilmente del sistema.

IV.- El flujo de gas puede ser variado sobre un amplio rango de operación.

V.- La caída de presión al cruzar un lecho fluidizado, es menor que para el mismo lecho bajo las mismas condiciones de operación, pero trabajando como un lecho fijo. Este comportamiento se presenta especialmente cuando se trabaja con partículas finas.

No obstante, los sistemas fluidizados exhiben también ciertas limitaciones y desventajas, las cuales se deben entender primero antes de elegir el tipo de reactor que se utilizará en un determinado proceso.

I.- El alto grado de retromezclado de los sólidos y el gas, se ve generalmente reflejado en las bajas conversiones químicas, cuando se trata con reacciones químicas consecutivas.

II.- La fuga de gas sin reaccionar en forma de burbujas y el contacto desfavorable causado por la zona jet, contribuyen a una reducción en la conversión y a una pobre selectividad en la reacción química.

III.- El arrastre de sólidos ocasiona la pérdida de material; efecto que es de suma importancia cuando se trata de catalizadores costosos.

IV.- La atrición, la erosión y la aglomeración pueden causar serios problemas operacionales.

V.- El escalamiento y diseño de los reactores fluidizados es incierto para algunas aplicaciones, debido principalmente a la complejidad de los sistemas y a las limitantes existentes para predecir y modelar los procesos deseados.

1.4 Parámetros hidrodinámicos de los reactores de lecho fluidizado.

Como se ha podido observar, uno de los fenómenos característicos en los reactores de lechos fluidizados gas-sólido, es la formación y crecimiento de burbujas de gas después de que la velocidad superficial excedió a la velocidad mínima de fluidización. Para dar una idea en cuanto a la naturaleza del fenómeno, se han diseñado métodos experimentales para analizar las propiedades y el comportamiento de la dinámica del gas, dentro y fuera de las burbujas.

Debido a que el flujo de gas es uno de los factores mas importantes que determinan el desempeño de los lechos fluidizados, se ha propuesto cuantificar los cambios hidrodinámicos generados por el intrincado patrón de flujo del gas. Sin embargo, conscientes de que a nivel industrial, las burbujas no pueden ser observadas y analizadas de manera directa, como sucede algunas veces en el laboratorio, se hace indispensable diseñar técnicas que sugieran el comportamiento del gas ya sea a través de las burbujas o en la fase emulsión, conjuntamente con el movimiento de los sólidos en el reactor.

Algunos de los parámetros hidrodinámicos, frecuentemente utilizados para describir aquellas desviaciones que mayor importancia revisten en los sistemas fluidizados son: La expansión del lecho de partículas, el retromezclado del gas y la frecuencia y amplitud en las señales diferenciales de presión. De tal forma, a continuación se analizan dichos parámetros.

1.4.1 Expansión del lecho de partículas.

La presencia de las burbujas dentro del reactor, ocasionan que el límite superior del lecho se incremente. Cabe destacar que, la expansión es afectada de manera considerable por el diámetro y distribución de las burbujas durante su recorrido a través del reactor. Así, por ejemplo si se logra una buena distribución transversal, las burbujas de menor diámetro afectarán mas drásticamente la expansión, debido a que

estas tienen una velocidad inferior que aquellas de mayor diámetro. Esto se ve reflejado en un incremento del tiempo de permanencia de las burbujas dentro del sistema.

Esta especial característica, adquiere una importancia relevante por ser de gran utilidad para estimar la altura del lecho de partículas dentro del reactor al operar; así como, para calcular el tiempo en que ambas fases permanecen en contacto.

Aun cuando la expansión es uno de los parámetros mas reportados en la literatura por su relativa facilidad de observación, no puede ser determinado con absoluta precisión ya que el límite superior del lecho esta sujeto a un intenso movimiento ondulatorio, causado por el paso y estallamiento de las burbujas. Debido a esto y al complejo patrón de burbujeo, cuantificar la expansión del lecho se vuelve complicado, ya que además en el instante en que la burbujas estallan, arrojan una gran cantidad de sólidos a la fase diluida, haciendo casi imposible poder establecer el límite superior del lecho.

A pesar de lo anterior, se ha sugerido⁽³⁾ que la columna de sólidos puede ser dividida en tres zonas diferentes. La clasificación de cada una de estas zonas esta hecha en base a la concentración de sólidos presentes en ella, y aun cuando los límites no están bien determinados, las regiones pueden ser inferidas.

De acuerdo con esto, y partiendo desde el distribuidor hacia arriba se tiene a la fase densa como la primera zona, aquí la concentración de sólidos es la máxima posible y por lo tanto es el lugar en donde se lleva a cabo la mayor parte de las transformación química o física. Su límite superior puede fluctuar alternativamente entre un valor mínimo y un máximo o mantenerse aproximadamente constante, de acuerdo con las características del sistema.

Inmediatamente después, se localiza una zona de transición (o Splash), ésta se distingue porque es el lugar en donde las burbujas estallan, además se ha reportado⁽²⁾ que en esta sección el coeficiente de transferencia de calor aumenta. Como

ya se mencionó, las burbujas arrojan una gran cantidad de sólidos a la fase diluida, por lo que la concentración de éstos, es menor que para el caso anterior.

Finalmente, la tercera de las zonas que se distinguen con mayor claridad cuando se expanden los lechos fluidizados, es la fase diluida. Esta sección, es la que menor concentración de sólidos tiene, por lo tanto la conversión química o transformación física es pobre en esta parte. No obstante, es la que generalmente ocupa una mayor extensión del reactor.

Por otro lado, resulta irónico percatarse que no fue sino hasta 1963 que se pudo relacionar a la expansión del lecho con el patrón de burbujeo. Ambas características son asociadas en el trabajo propuesto por Davidson y Harrison⁽⁴⁾, en el cual se sugiere una ecuación para el cálculo de la expansión del lecho, que incluye el diámetro de las burbujas.

1.4.2. Retromezclado del gas.

El retromezclado del gas, es una de las características que están altamente influenciadas por el patrón de circulación de los sólidos. El fenómeno se presenta, cuando la velocidad descendente de los sólidos que son arrojados por las burbujas, excede a la velocidad intersticial del gas en el lecho. Bajo estas circunstancias, el gas que debía abandonar el sistema es regresado hacia abajo por el alto grado de circulación de los sólidos desde la parte superior del lecho. El movimiento de las partículas, el cual satisface el balance de materia con aquellos sólidos que son acarreados en las estelas de las burbujas es capaz de originar una fuerza mayor sobre el gas que llega a la superficie, que la energía cinética con la que se viene moviendo a través de los intersticios del lecho. Dicho movimiento en los sólidos es comúnmente llamado “flujo de golfo”

El patrón de circulación de los sólidos, que es inducido por el burbujeo se presenta en la figura 1.3. Como se muestra en el esquema, el fenómeno tiene una mayor importancia sobre el eje axial, este hecho ha sido comprobado por una gran cantidad de investigadores⁽⁶⁾.

Patrón de flujo de los sólidos

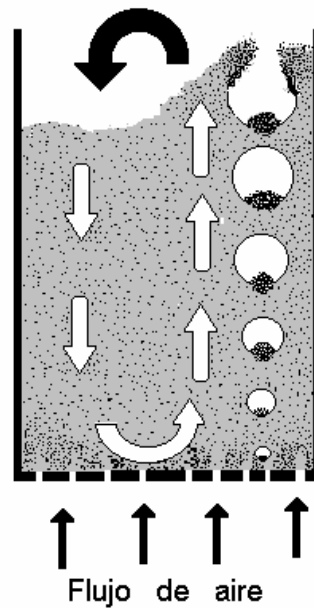


Figura 1.3 Patrón de circulación de los sólidos.

El nivel de profundidad que alcanza a retornar el gas, está en función de la velocidad a la que el gas penetra el reactor. Se ha reportado⁽⁵⁾ que el fenómeno se hace evidente cuando, la velocidad superficial llega a ser aproximadamente igual a $U/U_{mf} \cong 3$ y se incrementa hasta tener una velocidad superficial de $U/U_{mf} \cong 12$. Se ha sugerido⁽⁶⁾ también que, el grado de retromezclado es afectado por el diámetro de las partículas y el diámetro del reactor, además del diseño del plato distribuidor.

Es habitual que, el flujo del gas sea evaluado de manera indirecta analizando lo extenso del retromezclado del gas. Y aun cuando, el método del retromezclado no proporciona una descripción completa sobre el paso del gas a través del reactor, si permite

una evaluación directa de los efectos generados por el flujo del gas sobre la conversión. Esta es la razón principal de porque se ha estudiado ampliamente al retromezclado.

Dentro de una amplia variedad de técnicas experimentales que son empleadas para el estudio del movimiento de los sólidos, se tienen por ejemplo:

- Seguir el patrón de movimiento, con la ayuda de algunos sólidos con diferentes características los cuales son identificados como trazadores.
- Medir el grado de intermezclado entre dos clases diferentes de sólidos, colocados originalmente uno sobre otro.
- Medir de manera axial, el flujo de calor en un lecho con una sección de calentamiento en la parte superior y otra sección de enfriamiento en la parte inferior del lecho. En esta técnica se asume que el transporte de calor es debido solamente al movimiento de los sólidos.
- Medir la distancia vertical a la que un gas trazador es detectado, después de haberse inyectado en la sección superior del lecho (convección axial). En esta técnica se debe tener cuidado cuando se manejan sólidos altamente porosos.

De los métodos anteriores, parece ser que el mas sencillo y confiable es el de inyectar un gas trazador en la sección superior del lecho de partículas, por lo que es el método empleado en éste trabajo.

1.4.3. Amplitud y frecuencia en las señales diferenciales de presión.

En el sector industrial, los lechos fluidizados son comúnmente equipados con instrumentos para medir rutinariamente la presión y la temperatura. Sin embargo, es posible obtener información mas detallada acerca del comportamiento hidrodinámico, cuando se realizan estudio de las fluctuaciones de presión dentro del lecho.

Gracias a los trabajos realizados por Davidson y Harrison⁽⁴⁾, se sabe que las fluctuaciones en las señales de presión en los lechos fluidizados son debidas principalmente a los patrones de burbujeo. No obstante, la descripción exacta de las

causas y los efectos que las burbujas pueden tener sobre los cambios en la presión, han sido fuente de acaloradas discusiones.

Una de las principales contribuciones realizadas por Davidson con su teoría, fue la elegante descripción del campo de presión que rodea a las burbujas al momento de ascender por el lecho de partículas. De una manera sencilla y fundamental, la teoría proporciona el desarrollo completo de la distribución de presión que rodea a las burbujas que ascienden a través de un lecho bidimensional.

Uno de los pioneros en comprobar los resultados obtenidos por la teoría propuesta por Davidson, fue Reuter⁽⁷⁾. Sus resultados experimentales son graficados junto con los obtenidos a partir de la teoría propuesta en la figura 1.4. Observe la exactitud con que se predice el campo de presión, que rodea a una burbuja aislada al ascender a través de un lecho de partículas en condiciones de fluidización mínima. Aquí la línea continua, representa los valores predichos por el modelo y los círculos oscuros muestran los valores experimentales obtenidos por Reuter.

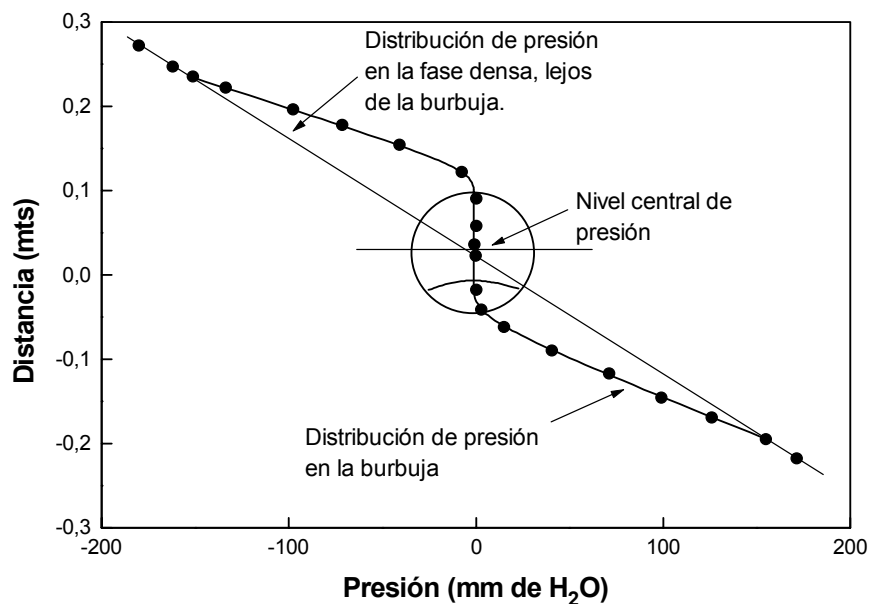


Figura 1.4 Distribución de presión en la burbuja (Reuter 1966).

La figura anterior demuestra que la presión en la parte inferior de la burbuja es menor que la presión existente en la fase densa, mientras que en la parte superior, la presión es mayor. Es así que, debido a este gradiente de presión se origina un flujo de gas, el cual entra por la parte inferior y sale por la parte superior de la burbuja. Este patrón de flujo, depende exclusivamente del diámetro y velocidad de la burbuja, así a mayor velocidad, el circuito del gas será mas vigoroso, y por tanto tendrá menor oportunidad de entrar en contacto con los sólidos que lo rodean.

Ahora bien, asistidos con un medidor diferencial es posible detectar las fluctuaciones en la presión del lecho que, como se aclaro anteriormente, son generadas en su mayor parte por el paso de las burbujas. Apoyados en esta teoría, se puede inferir que la frecuencia detectada de los cambios de presión, esta directamente relacionada con una fracción del número de burbujas presentes en el sistema. En este caso, la frecuencia del burbujeo se define como, el número de veces que se repiten los cambios fortuitos de la presión, semejantes a los reportados por Davidson y Reuter.

Por otro lado, la amplitud de las señales de presión pueden ser relacionadas directamente con un diámetro cualitativo de las burbujas, ya que se ha observado⁽³³⁾ una relación lineal entre la amplitud generada por las burbujas con el diámetro de éstas. Así, las burbujas mas grandes generan una fluctuación mas amplia en la presión del lecho.

1.5 Métodos para el control del diámetro de burbuja.

Es ampliamente aceptado que la formación y crecimiento de las burbujas de gas en los lechos fluidizados, ocasionan un contacto deficiente entre las fases. Se sabe que conforme crecen las burbujas se mueven más rápido a través del lecho, complicando aún más el contacto entre ambas fases, lo que económicamente representa uno de los mas serios inconvenientes para el uso de estos sistemas. De acuerdo con esto, no debe sorprender el hecho de que uno de los parámetros de mayor relevancia al diseñar los sistemas fluidizados, es el control del diámetro de las burbujas.

De entre los métodos frecuentemente utilizados para dicho control, se pueden encontrar: La división del lecho en varias etapas empleando baffles, agregar partículas finas a la distribución utilizada ($d_p < 40$ micras) o introducir al sistema arreglos de tubos verticales u horizontales. Una ventaja adicional que ofrecen los arreglos de tubos, es que son de gran utilidad en la transferencia de calor, ya que generan una mayor área de contacto en conjunto con las paredes del reactor.

Resulta obvio pensar que los casos anteriores tienen ventajas y desventajas. Por lo que, antes de seleccionar cualquier opción se deben tener presentes las condiciones de operación del proceso que se llevará a cabo. Para dar una idea de lo anterior, se ha comprobado que la división del lecho con baffles no permite una eficiente circulación de los sólidos, lo que se ve reflejado como bajos coeficientes de transferencia de calor y temperaturas no homogéneas.

Por otro lado, aun cuando el método de añadir partículas finas al sistema, es muy atractivo para la mayoría de las aplicaciones en los reactores catalíticos, presenta la desventaja de que los ciclones tienen que ser muy eficientes ya que de lo contrario, una parte importante de las partículas finas originalmente insertadas se perderán. Como un ejemplo de esto, se ha reportado⁽⁶⁰⁾ que para alcanzar conversiones próximas al 98%, el reactor deberá tener normalmente de 20 a 35% de partículas de 40 micrones o menores, lo cual es muy difícil de lograr en las unidades comerciales. En la operación de los reactores de cracking catalítico se ha comprobado que, mantener de 5 a 10% de partículas finas dentro del reactor no es una tarea sencilla.

Finalmente, aun cuando se debe tener cuidado en el diseño de los arreglos tubulares, parecen ser la mejor opción. Es así que, cuando el proceso requiere de un reactor no muy alto, los tubos verticales son una buena opción. Sin embargo, cuando este sistema se utiliza en reactores con alturas mayores del lecho de partículas, puede en cierto momento generarse un flujo pistón entre los tubos, así como perfiles de temperatura de hasta 10°C entre la parte inferior y superior de los tubos, cuando las reacciones son muy exotérmicas.

Sin lugar a dudas, los tubos en arreglo horizontal no presentan este perfil de temperaturas. Sin embargo, se debe cuidar de no colocarlos muy cerca de la parte inferior del lecho, debido a que la energía cinética con la que penetra el gas al reactor, impulsa a los sólidos con tal fuerza que éstos son capaces de erosionar rápidamente a los tubos. Este mismo fenómeno se presenta cuando se les coloca en la fase diluida.

Conscientes de lo anterior, se considera al arreglo horizontal de tubos como la mejor de las opciones, tanto para el control del diámetro de la burbuja como para los procesos de transferencia de calor. Es así que, tomando en cuenta ambos aspectos se diseñó una geometría tubular para ser insertada a un sistema fluidizado. Lógicamente, al introducir los tubos se afecta el comportamiento general de la fluidización, induciendo drásticos cambios en los patrones de flujo tanto de los sólidos como del gas. Así, en vista de la enorme relevancia hidrodinámica que se adquiere al introducir los tubos y especialmente por la escasa información disponible en la literatura de sistemas con estas características, se decidió estimar a los parámetros mencionados en las secciones anteriores bajo la influencia de las geometrías tubulares, comparando los resultados con aquellos obtenidos en el mismo sistema pero sin tubos.

1.6 Antecedentes de los parámetros hidrodinámicos.

Dentro de las primeras técnicas experimentales empleadas para la cuantificación de las características de los sistemas fluidizados se pueden encontrar a: Las sondas de capacitancia⁽⁸⁾, electro-resistividad⁽⁹⁾, transmisiones radiales a diversas frecuencias⁽¹⁰⁻¹²⁾ e incluso exposiciones fotográficas o filmicas⁽¹³⁾.

Independientemente de su complejidad, los principales métodos experimentales desarrollados para indagar las características elementales de los fluidizadores, se pueden clasificar en dos grandes grupos: los métodos directos y los métodos indirectos.

a) **Métodos Directos:** Estos hacen posible la cuantificación directa de los parámetros característicos en los sistemas fluidizados. Por ejemplo, las técnicas de los rayos X ó rayos gamma, se han utilizado para investigar el comportamiento de las burbujas; así como analizar sus propiedades fundamentales, tales como el diámetro, velocidad y crecimiento^(8,14,15). La introducción al lecho de complicadas sondas, también ha sido empleada con el mismo fin⁽¹⁶⁻¹⁸⁾. Por otro lado, se utilizan técnicas fotográficas cuando se trabajan lecho bidimensionales transparentes^(19,21).

b) **Métodos Indirectos:** Estos se basan en la detección de los efectos originados por la dinámica del gas y el movimiento de los sólidos. Consecuentemente, se analizan los cambios ocasionados sobre las propiedades de los sistemas fluidizados tales como la conversión química con retromezclado⁽²²⁻²⁵⁾, la expansión del lecho de partículas⁽²⁶⁻³⁰⁾, la distribución del tiempo de residencia del gas^(31,32), además de la frecuencia y amplitud en señales diferenciales de presión^(33,34), entre otros efectos.

Sin lugar a duda, los métodos directos permiten una descripción bastante exacta del comportamiento de las burbujas y del movimiento de los sólidos, no obstante presentan la desventaja de ser por lo general técnicas experimentales demasiado complejas (e.g. equipo altamente especializado y de manejo complicado), además de hacerse necesario un número suficientemente grande de lecturas para obtener valores promedio.

Por otro lado, aun cuando los métodos indirectos generalmente requieren de técnicas experimental más simples y de equipo menos complicados; su principal desventaja se centra en la necesidad de interpretar adecuadamente la relación funcional entre las cantidades medidas (retromezclado del gas, expansión del lecho, distribución de

tiempo de residencia, frecuencia y amplitud de la presión diferencial), con las cantidades a ser determinadas (patrón de flujo del burbujeo y movimiento de los sólidos).

En las secciones posteriores se presenta el estado del arte de aquellas características hidrodinámicas de mayor importancia, generadas por el complicado patrón de burbujeo, en los lechos fluidizados.

1.6.1. Expansión del Lecho de Partículas.

Uno de los métodos indirectos mas flexibles para el análisis de la expansión del lecho de partículas, es el empleo de medidores manométricos de presión. Las mediciones de presión son frecuentemente empleadas cuando se trabaja con lechos fluidizados. Así por ejemplo, se utilizan las mediciones de caída de presión como función de la velocidad superficial, para determinar la velocidad mínima de fluidización. Por otro lado, a nivel industrial se analizan los datos de presión en diferentes posiciones axiales desde la pared del reactor, como un indicador para determinar la altura del lecho.

No obstante que la expansión del lecho de partículas puede ser analizada de muy diversas formas, es sorprendente que en la literatura se encuentre disponible tan poca información sobre la cuantificación de este parámetro hidrodinámico con una de las técnicas experimentales de uso mas frecuente a nivel industrial, es decir, la verificación de la expansión con mediciones de presión manométrica.

En un principio, la expansión del lecho fue utilizada como un indicador para calcular el diámetro equivalente de la burbuja dentro del lecho^(35,36). Sin embargo, estudios posteriores demostraron el alto grado de inexactitud obtenido con este método, lo cual originó el desarrollo de otras técnicas de medición. De tal forma se relegó un poco la cuantificación de este parámetro por algún tiempo. A pesar de esto, una de las mas importantes investigaciones que retomaron la cuantificación de la expansión del lecho, fueron las realizadas por Geldart⁽³⁷⁾. El investigador se auxilió de éste fenómeno para implementar la clasificación de los sólidos de acuerdo con la forma en que fluidizan.

Geldart en 1967⁽³⁵⁾, analizó la expansión de un lecho de arena con diámetro de partícula de 144 micras, sobre un reactor de 30 cm de diámetro. Encontró que la expansión se incrementa con la velocidad del fluido y con la altura del lecho de sólidos. Propone que se puede llegar a un valor asintótico de expansión a altas velocidades, además afirma que el efecto de la pared puede llegar a influir de manera considerable a este parámetro. Aun cuando algunas de sus conclusiones no son erróneas, no deja de sorprender el hecho de que, a pesar de haber trabajado con varios diámetros de partícula en ninguno de los casos manejo lo que se pudiera considerar como altas velocidades de flujo.

Como se indicó previamente, de la información disponible en la literatura que analiza la expansión en sistemas abiertos, solo un número reducido emplea la técnica de evaluar la presión manométrica para determinar la expansión del lecho. Dentro de estos se pueden mencionar a Jovanović⁽³⁸⁾ que empleo partículas de silica con un diámetro de 460 micras; a Fitzgerald⁽³⁹⁾ que midió la expansión del lecho para partículas que abarcaban desde 1280 a 4000 micras, en un lecho rectangular con una sección transversal de 58.3 x 12.7 cm; Johnsson et al.⁽⁴⁰⁾ los cuales utilizaron un lecho bidimensional de 68 x 7 cm. y dos diámetros de partícula. Finalmente, Olowson et al.⁽⁴¹⁾ cuantificaron la expansión de partículas de silica con un diámetro de 700 micras en un lecho cuadrado de 30 x 20 cm.

De manera general los casos antes mencionados proponen que, los factores que mas afectan a la expansión del lecho son el incremento en la velocidad superficial, así como el aumento en la altura del lecho de sólidos. En todos los casos, la expansión aumenta de manera significativa. Sin embargo, Jovanović⁽³⁸⁾ al igual que Geldart⁽³⁵⁾ propone que con el aumento en la velocidad superficial, los lechos abiertos pueden llegar a alcanzar un valor asintótico. Por otro lado, los datos de expansión en los reportes analizados, se modificaron notablemente cuando se comparan resultados en donde el diámetro se disminuía drásticamente (de 4000 a 460 micras).

Un mecanismo relevante fue propuesto por Olowson et al.⁽⁴¹⁾, al relacionar la expansión del lecho con una fuerza de arrastre adimensional cuando eran modificadas las condiciones de operación.

Dentro de los primeros reportes que toman en cuenta la influencia de un arreglo de tubos simulando a intercambiadores de calor, se encontraron a Xavier et al.⁽³⁾, quienes reportan que con partículas pequeñas donde la velocidad de las burbujas es mayor que U_{mf} , los resultados de expansión están razonablemente de acuerdo con lo predicho por la teoría de las dos fases⁽⁴⁾. Sin embargo, con partículas mas grandes se presenta una discrepancia entre la teoría y los datos experimentales.

Fitzgerald et al.⁽³⁹⁾ en 1980 propone que, la influencia de los tubos sobre la expansión es poco significativa cuando se manejan bajas velocidades de flujo. No obstante, se hace cada vez mas relevante conforme se aumente la velocidad. Lo cual esta de acuerdo con lo sugerido por Johnson et al.⁽⁴⁰⁾.

Otros de los reportes disponibles con estas características son los proporcionados por Borodulya et al.⁽⁴²⁾ y Glicksman et al.⁽⁴³⁾, en los cuales se puede encontrar el análisis de expansión con diferentes geometrías en el arreglo de tubos. Ambos, centran su análisis en diámetro de burbuja localizado en los diferentes arreglos, básicamente cuando se modifican las distancias horizontales y verticales entre los tubos. Sin embargo, Glicksman fue mas allá al analizar y sugerir un diámetro constante de las burbujas dentro del arreglo de los tubos, aun cuando se realizan cambios en la configuración de éstos.

Por otro lado, Olsson et al.⁽⁴⁴⁾ y Johnson et al.⁽⁴⁵⁾ también analizaron sistemas fluidizados con tubos. Sugirieron que la influencia de los tubos sobre las características del sistema, no es marcadamente diferente cuando en las configuraciones de los tubos las distancias son amplias. Este hecho fue notado con las geometrías triangular y cuadrada en los tubos.

1.6.2. Amplitud y Frecuencia en Señales Diferenciales de Presión.

Dentro de los primeros trabajos reportados sobre este fenómeno, se encuentran los realizados por Shuster et al.⁽⁴⁶⁾, quienes al igual que Morse et al.⁽⁴⁷⁾ emplearon esta técnica experimental para tratar de dar una definición de la calidad de la fluidización. Por otro lado, Swinehart⁽⁴⁸⁾ es uno de los pioneros en proponer que las señales de fluctuaciones de presión pueden ser útiles para determinar las características de las burbujas. Sustenta sus afirmaciones partiendo de la teoría propuesta en 1963 por Davidson⁽⁴⁾, en donde se plantea que la burbujas están rodeadas por un campo de presión; el cual esta directamente influenciado por el diámetro de cada burbuja. Hecho que fue demostrado experimentalmente Reuter⁽⁷⁾ años después.

Para realizar el estudio, Swinehart se apoyó en las técnicas de correlación estadística aplicadas a los cambios de presión, medidos desde la pared del reactor. Sus conclusiones proporcionaron un fundamento válido para realizar estudios de la mecánica de los fluidos dentro del sistema fluidizado.

Winter⁽⁴⁹⁾ y Kang et al.⁽⁵⁰⁾ analizaron las fluctuaciones de la señal de presión en términos de probabilidad y distribución de probabilidad. Por otro lado, Lirag⁽⁵¹⁾ intentó obtener interpretaciones físicas de las fluctuaciones de presión, correlacionando las diferentes propiedades de la señal de presión con características dinámicas del lecho.

En 1973 Taylor et al.⁽⁵²⁾ utilizaron un transductor de presión colocado en diferentes posiciones axiales desde la pared de un reactor, demostrando que la frecuencia de las fluctuaciones de presión varían con la profundidad del lecho. Esto también fue comprobado experimentalmente por Cheremissinoff⁽⁵³⁾ en 1986.

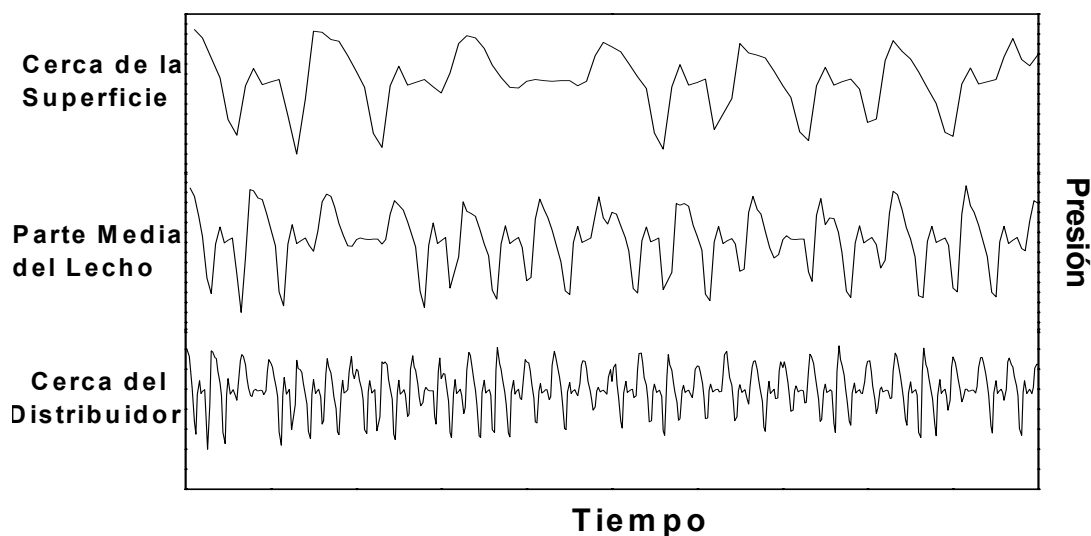


Figura 1.3 Cambios de las fluctuaciones de presión con la altura (Cheremissinoff 1986).

Los estudios realizados por Whitehead et al.⁽⁵⁴⁾ proponen que cuando los gradientes instantáneos de presión son medidos a dos niveles dentro del lecho de partículas, generan una señal de mayor utilidad para el estudio de las propiedades del flujo de las burbujas. Sin embargo, se encontraron con una inesperada tendencia periódica de las funciones estadísticas, lo que incrementó enormemente las posibilidades de poder estimar los parámetros característicos de las burbujas, tales como: Su diámetro y velocidad, además de la distancia vertical entre éstas y no solo su patrón global de flujo.

Más de estos análisis realizados a los cambios en las señales de presión, fueron propuestos por Lirag y Littman⁽⁵⁵⁾, Sitnai⁽⁵⁶⁾ y Fan et al.⁽⁵⁷⁾. En todos estos trabajos también se emplean las técnicas de análisis de probabilidad y distribución de probabilidad a los datos obtenidos de transductores de presión. Sin embargo, en estos casos la cantidad de transductores colocados en la pared de los reactores fue mayor que en los casos anteriores.

1.6.3. Retromezclado del Gas.

Analizando la literatura, se encontró que los patrones de flujo del gas en los sistemas fluidizados están fuertemente influenciados por las características del sólido y la velocidad a la que el gas penetra al reactor, entre otros factores. En los sistemas fluidizados, el retromezclado es atribuido al movimiento descendente de los sólidos, después de que éstos son transportados en las estelas de las burbujas y arrojados a la fase diluida; como lo demostró Rowe⁽¹²⁾ con sus experimentos.

La técnica experimental de inyectar un trazador en el lecho en estado constante fue utilizada una de las primeras veces por Gilliland y Masson⁽⁵⁷⁾. Ellos reportan haber introducido un flujo constante de trazador sobre un plano horizontal, en un lecho alto y delgado para analizar la convección de éste en el lecho, debida exclusivamente al retromezclado del gas.

Stephens et al⁽⁵⁸⁾ en 1967 reportaron que el retromezclado del gas deberá ocurrir cuando la velocidad descendente de los sólidos excede a la velocidad intersticial del gas. Por otro lado, Nguyen et al⁽⁵⁾ mencionó que el retromezclado del gas comienza a ser detectado cuando se alcanza una velocidad superficial de $U/U_{mf}=3$ y se incrementa hasta tener una velocidad superficial de $U/U_{mf}=12$. Mientras que van Deemter⁽⁶⁾ en 1980, sugiere que el grado de retromezclado se incrementa con la velocidad; mas aun las propiedades de la partícula y el diámetro del reactor tienen un efecto considerable sobre los alcances del retromezclado.

Uno de los escasos reportes que tratan el retromezclado de gas con la introducción de geometrías tubulares es el reportado por Potter et al⁽⁵⁹⁾ quienes en 1981 encontraron que al introducir un arreglo de tubos horizontales, el retromezclado se ve reducido substancialmente. También sugieren que éste parámetro se suprime completamente con un arreglo horizontal en un rango de velocidades que puede llegar hasta $16U_{mf}$.

1.7 Referencias bibliográficas.

1. Squires, A.M., en *Fluidized Bed Combustion & Applications*, J.R. Howard, ed. Applied Science Publishers p. 278 (1983).
- 1.- Basu, P. y Fraser, S. A., *Circulating Fluidized Bed Boilers*, Butterworth-Heinemann Press, Boston (1991)
- 2.- Xavier, M.A., Lewis, D.A. y Davidson, J.F., *Trans. Instn. Chem. Engng.* **56** p.274 (1978).
- 3.- Davidson, J.F., y Harrison, D., *Fluidized Particles*, Cambridge University Press, New York (1963).
- 4.- Nguyen, H.V., Potter, O., Dent D. y Whitehead, A.B., *A.I.Ch.E.J.*, **27** p. 509 (1981)
- 5.- Van Deemter, J.J., en *Fluidization* (Editado por J.F.Davidson, R.Clift y D. Harrison) Cap 9. Academic Press, New York (1978).
1. Reuter, H., *Chem. Engng. Prog. Symp. Ser.*, **62** p.92 (1966).
- 8.- Lanneau, K.P., *Trans. Instn. Chem. Engng.*, **38**, p. 125 (1960).
- 9.- Park, W.H., Kang, W.K., Capes, C.E. y Osberg, G.L., *Chem. Engng. Sci.*, **24** p. 851 (1969).
- 10.- Baumgarten, P.K. y Pigford, R.L., *A.I.Ch.E.J.*, **6** p. 115 (1960).
- 11.- Goosens, W.R., *Dr. Appl. Sci., Thesis K. U. L., Leuven* (1972).
- 12.- Rowe, P.N. y Partridge, B.A., *Trans. Inst. Chem. Engng.* **43** p.157 (1965).
- 13.- Pyle, D.L. y Harrison, D., *Chem. Engng. Sci.*, **22** p. 531 (1967).
- 14.- Toei, R y Matsuno, R., *Proc. Int. Symp. on Fluidization*, Netherlands University Press, Amsterdam (1967).
- 15.- Rowe, P.N. y Everett, D.J., *Trans. Instn. Chem.Engng.*, **50** p. 42 (1972).
- 16.- Markova, M.N., et. al., *Internat. Chem. Engng.*, **12** p. 401 (1972).
- 17.- Masson, H. y Jottrand, R., *Proc. 2nd. Eng. Found. Conf., Univ. Press, Cambridge* (1978).
- 18.- Werther, J., *Trans. Instn. Chem. Engng.* **52** p. 149 (1974).
- 19.- Rowe, P.N., Partridge, B.A. y Lyall, E., *Chem. Engng. Sci.*, **19** p. 973 (1964).
- 20.- Rowe, P.N., *Chem. Engng. Progr.*, **60**, p. 75 (1964).
- 21.- May, W.G., *Chem. Engng. Progr.* **55** p. 49 (1959).
- 22.- Furusaki, S., *A.I.Ch.E.J.*, **19** No. 5 p. 1009 (1973).
- 23.- Massimilla, L. y Johnstone, H.F., *Chem. Engng. Sci.*, **16** p.105 (1961).
- 24.- Lewis, W.K., Gilliland, E.R. Y Glass, W., *A.I.Ch.E.J.*, **5** No. 5 p.419 (1959).
- 25.- Zen'kovich, I.A. y Topchieva, K.V., *Internat. Chem. Engng.*, **12** No 3 p 469 (1972).
- 26.- Rowe, P.N. y Stapleton, W.M., *Trans. Instn. Chem. Engng.* **39** p.181 (1961).
- 27.- Bailie, R.C., et. al., *Ind. Eng. Chem., Fund.*, **2** p. 245 (1963).
- 28.- Gabor, J.D., et. al., *Chem. Engng. Progr. Sym. Ser.* 60 No.47 p. 96 (1964)
- 29.- Donsi, G. y Massimilla, L., *A.I.Ch.E.J.*, **19** No. 6 p. 1104 (1973).
- 30.- Partridge, B.A. y Rowe, P.N., *Trans. Instn. Chem. Engng.* **44** T349 (1961)
- 31.- Yoshida, K. y Kunii, D., *J. Chem. Engng. Japan* **1** p. 11 (1968).
- 32.- Overcashier, R.H., Todd, D.B. y Olney, R.B., *A.I.Ch.E.J.*, **5** No.1 p.54 (1973).
- 33.- Fan, L.T., Tho-Ching, H., Hiraoka, S. y Walawender, W.P., *A.I.Ch.E.J.*, **27** No.3 p. 388 (1981).

- 34.- Svoboda,K., Cermak,J., Hartma,M., Drahos,J. y Selucky,K., Ind.Engng.Chem. Proc.Des.Dev. **22**, p. 514 (1983).
- 35.- Geldart, D., Powder Technol., **1** p. 355 (1967).
- 36.- Botterill, J.S.M., George, J.S. y Besford, H., Chem. Engng. Prog. Symp. Ser., **62** No. 62 p. 7 (1965).
- 37.- Geldart, D., Powder Technol ., **7** p. 285 (1973).
- 38.- Jovanović, G.N., Ph D. thesis, Oregon State University, EEUU.
- 39.- Fitzgerald, T.J., EPRI Report CS-1476, RP315-1.
- 40.- Johnson, F., Andersson, S. y Leckner, B. Powder Technol. **68** p.117 (1991).
- 41.- Olowson, P.A. y Almstedt, A.F., Chem. Engng. Sci., **47** p. 357 (1992).
- 42.- Borodulya,V.A., Matsnev,V.V., Epanov,Y.G., Teplitskii,Y.S. y Gorelik,G.L., J.Chem. Engng. phys. **54** p.666 (1988).
- 43.- Glicksman L.R., Yule, T. y Dyrness, A., Chem. Engng. Sci., **46** p.1561 (1991).
- 44.- Olsson, S.E., Wiman, J. y Almtsedt, A.E., Chem. Engng. Sci., **50** p.581 (1995).
- 45.- Johnson, F. y Andersson, S., Report A90-184, Dept. of Energy Convesion, Chalmers, Unyversity of Technology, Goteborg, Suecia.(1990).
- 46.- Shuster, W. W. y Kisliak, P., Chem. Engng. Prog., **48** (9) p.455 (1952).
- 47.- Morse, R.D. y Ballou, C. W., Chem. Engng. Prog., **47** p.199 (1951).
- 48.- Swinehart, F. M., Ind. Engng. Chem. (1966).
- 49.- Winter, O., A.I.Ch.E.J., **14** No.3 p.426 (1968).
- 50.- Kang,W.K., Sutherland,J. P. y Osberg,G.L., Ind. Engng. Chem. Fundls **6** (4) p.499 (1976).
- 51.- Lirag, R. C. Jr., Ph. D. Thesis, Rensellaer Polytech. Inst. (1970).
- 52.- Taylor, P.A., Lorenz, M.H. y Sweet, M.R., Proc. Int. Conf., on Fluidization and its Aplic., Soc. de Chemie Industrielle, Toulouse., p.220 (1973).
- 53.- Cheremissinoff, N.P., Ind. Engng. Chem. Proc. Des. Dev. **25** p. 329 (1986).
- 54.- Whitehead, A.B., Sitnai, O., y Dent D.C., Chem. Engng. Sci., **36** p.1583 (1981).
- 55.- Lirag, R.C. y Littman, H., A.I.Ch.E.J. Symp. Ser., **67** (116) p.11 (1971).
- 56.- Sitnai, O., Chem. Engng. Sci., **37** p.1059 (1982).
- 57.- Fan, L.T., Ho, T.C., Hiraoka, S. y Walawender, W.P., A.I.Ch.E.J., **27** No.3 p.388 (1981).
- 58.- Rowe, P.N. y Partridge, B.A., Trans. Instn. Chem. Engng. **43** p.157 (1965).
- 59.- Gilliland, E.R. y Mason E.A., Ind. Engng. Chem. **41** p. 1191 (1949).
- 60.- Yates, J.G. y Simons, J.R., Int. J. Multiphase Flow, Vol **20** p. 297 (1994).

Capítulo 2

Modelos Matemáticos en los Reactores de Lecho Fluidizado

Aquí se analizan algunos de los modelos disponibles en la literatura, empleados para predecir el comportamiento de los sistemas fluidizados. Se enumeran las principales suposiciones hidrodinámicas en las que se fundamentan la mayoría de éstos. Además, se analizan con detalle dos de ellos: Uno es el propuesto por Davidsosn y Harrison; mientras que el otro es el sugerido por Peters et al.

2.1. Aspectos generales en el modelado de los reactores fluidizados.

Uno de los principales objetivos en el modelado de cualquier sistema de reacción, es representar adecuadamente las características físicas e hidrodinámicas del sistema en cuestión, antes de incluir los parámetros cinéticos. Por otro lado, al estructurar un modelo matemático debe tenerse presente que éste no debe consumir una gran cantidad de tiempo en el momento en que se realiza la simulación, ya que de lo contrario su velocidad de procesamiento es lenta, por lo que puede considerarse impráctico.

Dentro de los mas importantes objetivos por los cuales se han desarrollado los modelos matemáticos en los reactores de lecho fluidizado, se encuentra el tratar de predecir y estimar razonablemente bien las características esenciales de estos sistemas, tales como: La fracción en volumen que ocupa cada una de las fases, las velocidades tanto del gas como de los sólidos, además de la eficiencia del contacto entre las fases; todo esto a partir de información parcial, obtenida con un escaso número de mediciones del laboratorio o del reactor al estar operando. Si la situación no permite realizar estas mediciones, otro método útil es calcular los parámetros a través de sencillas correlaciones disponibles en la literatura. De la misma

manera, los modelos matemáticos también se emplean principalmente para predecir el desempeño general de los reactores bajo condiciones de operación tan críticas y diferentes como sea posible.

Para poder establecer la naturaleza física de las fases en los reactores de lecho fluidizado, los modelos teóricos primero deben ser capaces de determinar ciertas características hidrodinámicas del sistema, tales como: La distribución del flujo gaseoso a través del lecho de partículas y el intercambio de masa entre las fases. No obstante, es precisamente en esta sección en donde los distintos modelos fundamentan sus diferencias, ya que además de ser controversiales, el número de alternativas posibles para definir estos parámetros hidrodinámicos es grande y mayor aun es el número de combinaciones posibles.

De tal modo, en vista de la enorme importancia que adquiere la toma de decisiones respecto a ciertas características hidrodinámicas del sistema, al momento de estructurar los modelos matemáticos, se establece la necesidad de analizar algunos de los diferentes modelos reportados en la literatura. Uno de los análisis comparativos mas completo, es el reportado por Grace⁽¹⁾ en 1986, en el cual se establecen las principales suposiciones sobre las que se fundamentan la mayor parte de los modelos teóricos. Los resultados del análisis, se resumen en la tabla 2.1.

-
- A. Naturaleza de la fase burbuja.
 - 1. Burbujas completamente libres de sólidos.
 - 2. Burbujas con amplia distribución de sólidos.
 - 3. Burbujas con formación nube.

 - B. División del gas entre las fases.
 - 1. Gobernado por la teoría de las dos fases.
 - 2. Todo el gas fluyendo por las burbujas.
 - 3. Se permite el retromezclado del gas en la fase densa.
 - 4. Parámetros experimentales.

 - C. Dispersión axial de gas en las burbujas.
 - 1. Flujo pistón.
 - 2. Flujo pistón disperso.

 - D. Dispersión axial en la fase densa.
 - 1. Flujo pistón.
 - 2. Flujo pistón disperso.
 - 3. Estacionaria.
 - 4. Serie de tanques agitados.
 - 5. Perfectamente mezclados
 - 6. Retromezclado.

 - E. Transferencia de masa entre las fases.
 - 1. Obtenida independientemente del mezclado del gas o de estudios de transferencia de masa.
 - 2. Parámetros experimentales para el caso en estudio.
 - 3. Correlaciones empíricas de trabajos anteriores o datos de planta piloto.
 - 4. Transferencia de masa de burbuja-fase densa obtenida experimentalmente al estudiar una burbuja
 - 5. Incluida en las ecuaciones de la interacción burbuja-sólido.

 - F. Diámetro de la burbuja.
 - 1. No esta especificado.
 - 2. Constante a través del lecho.
 - 3. Se incrementa con la altura.
 - 4. Obtenido de mediciones aparte, correlaciones o estimado para el caso particular.
 - 5. Incluido como variable en la ecuación y experimentalmente determinado.
-

Tabla 2.1 Suposiciones utilizadas en el modelado de los sistemas fluidizados.

Aun cuando, los modelos que se presentan a continuación no fueron analizados a gran profundidad por Grace, pudo sin embargo, mencionar algunos de sus principales puntos de controversia. Tan es así, que los modelos mas populares de la fluidización revisados por él, son representados en la tabla 2.2 la cual también indica las hipótesis mas importantes, que cada autor empleó para representar y modelar los aspectos hidrodinámicos en los sistemas fluidizados. La tabla 2.2, se auxilia de la tabla anterior (tabla 2.1), para describir la estructura interna de cada uno de los modelos.

		SUPOSICIONES					
AUTORES	AÑO	A	B	C	D	E	F
Modelos de dos fases.							
Shen y Johnstone ⁽²⁾	1955	1	1	1	1 Ó 5	3	1
Gilliland y Glass ⁽³⁾	1959	2	2	1	1 Ó 5	3	1
May ⁽⁴⁾	1959	1	1	1	2	1	1
Van Deemter ⁽⁵⁾	1961	1	4	1	2	1	1
Orcutt y Davidson ⁽⁶⁾	1962	1	1	1	1 Ó 5	4	2,5
Davidson y Harrison ⁽⁷⁾	1963	1	1	1	1 Ó 5	4	2,5
Partridge y Rowe ⁽⁸⁾	1966	3	1	1	1	5	4
Mireur y Bischoff ⁽⁹⁾	1967	1	1	1	2	1,3	1
Kato y Wen ⁽¹⁰⁾	1969	3	2	1	4	1	3,4
Bywater ⁽¹¹⁾	1978	1	4	1	7	5	2,4
Darton et al. ⁽¹²⁾	1979	1	1	1	5	4,5	3,4
Werther ⁽¹³⁾	1980	1	1	1	1	3	3,4
Grace ⁽¹⁴⁾	1984	2	2	1	3	4,6	2,4
Modelos de tres fases.							
Kunii y Levenspiel ⁽¹⁵⁾	1969	1,2	1 Ó 2	1	3	4,5	2,4
Fryer y Potter ⁽¹⁶⁾	1972	1	3	1	6	4,5	2,4
Fan, Fan y Miyanamr ⁽¹⁷⁾	1977	2	1	2	2	4,5	3,4
Peters et al. ⁽¹⁸⁾	1981	1	3	1	6	4,5	3

Tabla 2.2 Suposiciones hechas por los principales modelos en los lechos fluidizados.

A pesar de que, los modelos mas recientemente reportados en la literatura describen a los lechos fluidizados como formados por dos y tres fases (burbuja, nube y emulsión), sus puntos de partida al igual que el de muchos otros modelos, se

fundamentan en los conceptos propuestos por la teoría de las dos fases; sugeridos por Davidson y Harrison⁽⁷⁾ en 1963. Una práctica habitual entre los investigadores, es que para la simulación de los reactores ya existentes se utilizan diferentes modelos, especialmente aquellos que emplean correlaciones, ya que además de ser mas prácticos se evita en cierto modo los valores experimentales.

En las secciones posteriores se describen con mas detalle, dos de los modelos analizados por Grace. El primero de éstos, es la teoría de las dos fases, el cual además de ser simple y ampliamente utilizado, ilustra muchas de las características fundamentales empleadas por un gran número de modelos posteriores. El otro de los modelos descrito en este capítulo, es el propuesto por Peters y colaboradores⁽¹⁸⁾, en el cual con la ayuda de diferentes correlaciones, describen de una manera clara y sencilla el desarrollo hidrodinámico de los lechos fluidizados.

2.2. Teoría de las dos fases⁽⁷⁾.

Partiendo de la discusión del capítulo anterior, es fácil percibir que los parámetros que determinan el desempeño de los lechos fluidizados son por un lado, la velocidad superficial del gas, así como el patrón de flujo que sigue éste desde que penetra al sistema por el plato distribuidor y hasta que llega a la altura máxima del lecho de partículas.

Se ha expresado anteriormente que, después de que el flujo de gas a rebasado la velocidad mínima de fluidización, se exhiben en el sistema ciertas inestabilidades hidrodinámicas conforme se aumenta la velocidad superficial del gas. Evidencia experimental⁽¹⁹⁾ permite asegurar que una buena parte del gas en exceso del requerido para alcanzar la velocidad mínima de fluidización, pasa a través del lecho en forma de burbujas.

Uno de los primeros modelos matemáticos sugeridos para describir el fenómeno de la fluidización fue el propuesto originalmente por Toomey y Johnstone⁽²⁰⁾, y desarrollado e implementado posteriormente por Davidson y Harrison. A este modelo matemático se le conoce como la teoría de las dos fases, y es una de las primeras generalizaciones que se realizaron, partiendo de trabajos netamente empíricos.

Tomando en cuenta el fenómeno característico en los lechos fluidizados, dicha teoría propone que, después de haber superado la velocidad mínima de fluidización, el flujo volumétrico del gas que penetra el lecho de sólidos, se divide en dos fases. Una parte circula por entre las partículas con una velocidad igual a la mínima de fluidización (fase emulsión), mientras que la otra parte circula a través del lecho en forma de burbujas (fase burbuja), con una velocidad superior a la mínima de fluidización. Supone además que, a través de esta última fase se transfiere todo el gas extra requerido para alcanzar las condiciones de fluidización mínima.

De estas fases, la que mayor interés científico y económico representa es la fase burbuja. El comportamiento de las burbujas en los sistemas fluidizados generan una fuerte influencia sobre el mezclado de las partículas y el contacto del gas con los sólidos. Aun cuando es cierto que el burbujeo promueve un buen mezclado de los sólidos en el reactor (lo cual se refleja con temperaturas homogéneas), no se debe olvidar que el gas que viaja a través del lecho en forma de burbujas tiene poca oportunidad de entrar en contacto con los sólidos. Lo cual es una de las principales desventajas que se presentan en los reactores catalíticos cuando trabajan con lechos fluidizados.

La evidencia experimental reportada, permite afirmar que dentro de las características exhibidas por las burbujas, las que mayor importancia adquieren son: (i) el diámetro y la velocidad de elevación de dichas burbujas, así como (ii) la coalescencia y la trayectoria que siguen a través del lecho de partículas.

El problema teórico para calcular la velocidad de elevación de las burbujas en los sistemas fluidizados es complejo. No obstante, partiendo de los experimentos realizados por Davies y Taylor⁽²¹⁾ para describir el comportamiento de las burbujas aisladas en los sistemas que emplean líquidos estacionarios de baja viscosidad, Davidson propone que las ecuaciones gobernantes para éstas son básicamente las mismas que para las burbujas encontradas en los sistemas fluidizados. Por lo que, en este modelo se acepta que la velocidad de una burbuja aislada a través del lecho de partículas en condiciones de fluidización mínima, puede ser representada por una ecuación semejante en ambos sistemas. Esta ecuación se representa como:

$$U_b = 0.711\sqrt{gD_e} \quad (2.1)$$

aquí (g) es la aceleración de la gravedad y (D_e) es el diámetro equivalente de la burbuja.

No obstante, Wallis⁽²²⁾ y Nicklin⁽²³⁾ verificaron experimentalmente que la velocidad absoluta de elevación de un conjunto de burbujas en los sistemas líquido-gas, es mayor que la velocidad calculada por la teoría de Davies para una burbuja aislada. Por lo que proponen que la velocidad absoluta (U_A) para más de una burbujas esta mejor representada por la ecuación siguiente:

$$U_A = U + U_b \quad (2.2)$$

En esta ecuación (U) es la velocidad superficial del gas. Además se supone que todas las burbujas que se elevan a través del líquido estacionario tienen el mismo diámetro durante el recorrido.

Aun cuando esta ecuación semi-empírica es el resultado de una simplificación a una situación real. Los primeros en sugerir que esta teoría también podría ser aplicada a las burbujas que aparecen en los lechos fluidizados, fueron nuevamente Davidson y Harrison. Para acoplar este resultado proponen que la velocidad de las burbujas en estos sistemas es determinada por la velocidad natural de

una burbuja aislada y bien desarrollada mas la diferencia de velocidad entre las fases burbuja y emulsión. Es decir:

$$U_A = (U - U_{mf}) + 0.711\sqrt{gD_e} \quad (2.3)$$

Por otro lado, Nicklin⁽²³⁾ en 1962 también comprobó como las burbujas presentes en el sistema líquido-gas, eran capaces de aumentar el nivel del líquido. Descubrió que, si se tiene una altura (H) en el líquido cuando la velocidad del gas es (U), y una altura igual a (H₀) cuando la velocidad es igual a cero (U=0). El volumen total del reactor, ocupado por el número de burbujas (N), cada una con un volumen (V), será constante durante todo el trayecto. Así por continuidad con el flujo de gas, se puede escribir que:

$$NVU_A = U \quad (2.4)$$

Ahora, partiendo del hecho de que la expansión del liquido (H - H₀) es debida únicamente a la presencia de las burbujas en el sistema, se puede afirmar que:

$$H - H_0 = NVH \quad (2.5)$$

Eliminando a (NV) de las ecuaciones anteriores y sustituyendo el valor de la velocidad absoluta se obtiene que:

$$\frac{U}{U_b} = \frac{H - H_0}{H_0} \quad (2.6)$$

Apoyado en evidencia experimental, Davidson sugiere que esta ecuación aplica adecuadamente en los lechos fluidizados, simplemente reemplazando el valor de (U), por el de (U - U_{mf}) y el de (H₀) por el de la altura en condiciones de fluidización mínima (H_{mf}). No obstante, el valor de (U_b) sigue siendo el mismo para ambos sistemas. Con esto se llega finalmente a:

$$\frac{U - U_{mf}}{0.711\sqrt{gD_b}} = \frac{H - H_{mf}}{H_{mf}} \quad (2.7)$$

Esta fue la ecuación principalmente utilizada por Orcutt et al⁽⁶⁾ (entre muchos otros), para estimar un diámetro equivalente de burbuja en el lecho de partículas, a partir de observar los cambios en la altura del lecho como función de la velocidad superficial del gas.

Como se mencionó en el capítulo anterior, este modelo predice el campo de presión de las burbujas. Así, para llevar a cabo la descripción de la presión que rodea a las burbujas al momento de ascender, esta teoría se fundamenta principalmente en tres postulados:

1. La fase densa es considerada como un fluido incompresible, con la misma densidad que el lecho de partículas en condiciones de fluidización mínima. Por lo tanto, la ecuación de continuidad bidimensional es:

$$\frac{\partial v_x}{\partial x} + \frac{\partial v_y}{\partial y} = 0 \quad (2.8)$$

2. La velocidad relativa entre el fluido y las partículas, es supuesta para ser proporcional al gradiente de presión dentro del fluido. Con lo que la velocidad del fluido en la dirección (X), esta dada por:

$$u_x = v_x - K \frac{\partial p}{\partial x} \quad (2.9)$$

En esta ecuación (K) es la constante de permeabilidad y depende de las características del sólido y el gas. A esta proporcionalidad entre la velocidad relativa y el gradiente de presión, se le conoce como ley de Darcy, y es empleada cuando se trabaja con la penetración del gas en lechos fijos.

3. Se considera que el flujo de gas en la fase emulsión se comporta como un fluido no viscoso e incompresible; por lo tanto, la ecuación de continuidad bidimensional para el gas esta dada por

$$\frac{\partial u_x}{\partial x} + \frac{\partial u_y}{\partial y} = 0 \quad (2.10)$$

Eliminando las velocidades en los postulados anteriores y si las condiciones a la frontera son: (i) conocer la presión arriba y abajo de la burbuja, además (ii) considerar que la presión dentro de la burbuja es constante. Es suficiente para proporcionar una descripción completa de la distribución de la presión en la vecindad de

las burbujas al momento de elevarse. De este modo, se tiene que la distribución de presión debe satisfacer la ecuación de Laplace para la presión del fluido. Es decir:

$$\frac{\partial p}{\partial x} + \frac{\partial p}{\partial y} = 0 \quad (2.11)$$

Los resultados obtenidos para la distribución de presión con esta última ecuación, son muy semejantes a los recabados experimentalmente por Reuter⁽²⁴⁾ en 1966, con los que se validó esta teoría. Los valores teóricos y experimentales son esquematizados en la figura 1.4 del capítulo anterior.

2.3 Modelo de Peters et al.⁽¹⁸⁾

En esta sección se podrá observar que, los autores de este modelo trataron a toda costa de elegir aquellos parámetros hidrodinámicos que, aunque controversiales y conflictivos, recopila los aspectos característicos de la fluidización.

Aunque, a primera vista pudiera parecer que el modelo fue construido a través de una simple reagrupación de correlaciones existentes en la literatura; no es del todo cierto, ya que si bien es verdad que, el modelo fue implementado con el auxilio de correlaciones para estimar las cualidades mas esenciales en la fluidización, tales como las características de la burbuja y la fracción vacío de los sólidos entre otras; también es cierto que se desarrollaron términos hidrodinámicos, los cuales permiten la variación axial de las propiedades en el lecho.

Un problema concreto, que es característico en los reactores de lecho fluidizado, es el retromezclado del gas a ciertas velocidades de flujo. Esta peculiaridad no es contemplada en la mayoría de los modelos matemáticos; o bien, no esta adecuadamente establecida, ya que existen casos⁽¹⁶⁾ en los cuales al momento que se predice esta anomalía, también se incurre en inconsistencias físicas para el sistema.

Conscientes de este problema, y con base en los antecedentes referidos en las secciones anteriores, se sugirió el modelo de Peters y colaboradores, para simular y analizar el desempeño del reactor utilizado experimental en este proyecto. Una de las principales ventajas ofrecidas por el modelo es que describe y recopila, de una manera confiable los mecanismos hidrodinámicos que involucra la operación de un reactor de este tipo.

Así, por ejemplo, el modelo describe de una manera sencilla y cualitativa el fenómeno de la fluidización, apoyado principalmente en los conceptos propuestos por Kato y Wen⁽¹⁰⁾, en su modelo de compartimentos. Dicho modelo, considera que los lechos burbujeantes pueden ser axialmente divididos en compartimentos, donde cada uno de éstos está compuesto por las fases burbuja, nube y emulsión.

El tamaño estimado para cada uno de los compartimentos, varía con la altura a lo largo del lecho, ya que se calcula a partir del diámetro de la nube. Toma en cuenta además que el diámetro de la burbuja aumenta conforme asciende por el lecho, es lógico suponer que el diámetro de las nubes que acompañan a dichas burbujas, también es modificado en este trayecto.

Las suposiciones que el modelo adopta, involucran esencialmente la transferencia de masa entre las fases. En este caso, se supone que el gas dentro de cada una de las fases, está perfectamente mezclado y que al tamaño de las burbujas es el mismo, para un determinado compartimento. Del mismo modo, se considera que los parámetros hidrodinámicos cuantificados, son valores promedio con respecto al tiempo.

Para una mejor descripción de los aspectos hidrodinámicos propuestos por el modelo de Peters, se presenta la figura (2.2), en la cual se muestra la notación empleada (2.2a), así como un esquema de los compartimentos generados dentro del reactor (2.2b). Por otro lado, la figura (2.2c) trata de describir el retromezclado del gas en el n-énimo compartimento.

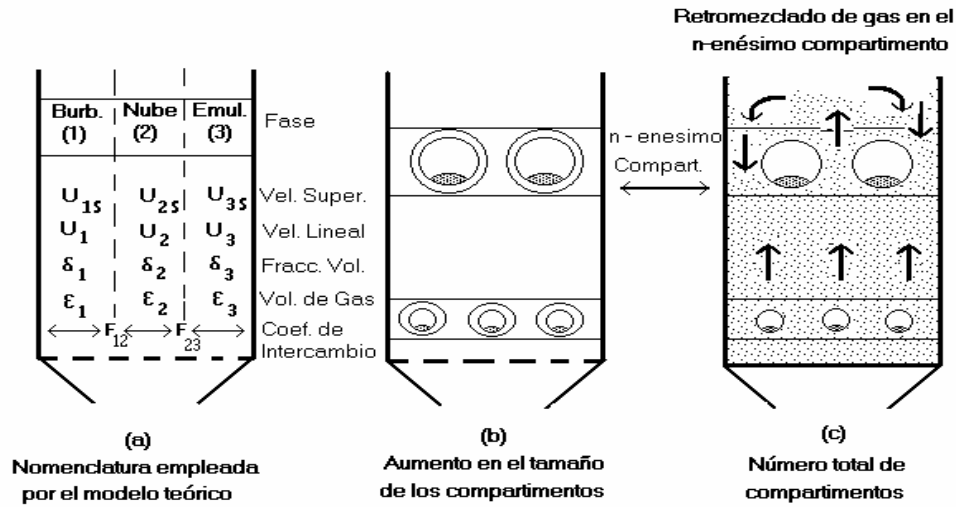


Figura 2.2 Representación esquemática del modelo propuesto por Peters et al.

Las ecuaciones utilizadas por el modelo, para la solución de las características hidrodinámicas, son generadas a partir de una combinación de balances de materia y el modelo propuesto por Kato y Wen⁽¹⁰⁾.

A continuación, se analizan las correlaciones empleadas en el modelo, las cuales intentan describir el patrón de flujo del gas.

a) Velocidad superficial del gas (U).

Debido a que el modelo considera a los reactores como formados por las fases burbuja, nube y emisión, la velocidad superficial del gas se puede expresar como:

$$U = U_{1s} + U_{2s} + U_{3s} \quad (2.12)$$

donde U_{1s} , U_{2s} y U_{3s} son las velocidades superficiales del gas en las fases burbuja, nube y emulsión respectivamente; como lo sugiere la figura 2.2. Estrictamente

hablando, el sentido físico de estas velocidades se podría representar como si cada fase ocupara todo el reactor.

b) Velocidad superficial del gas en la fase nube (U_{2s}).

Dado que, cada burbuja al momento de ascender arrastra consigo una nube de sólidos a su alrededor; dicha nube se transportará a través del lecho con la misma velocidad lineal que la burbuja que la genera. De tal forma, la velocidad superficial del gas en esta fase se puede expresar como:

$$U_{2s} = \frac{\delta_2}{\delta_1} \frac{\varepsilon_2}{\varepsilon_1} U_{1s} \quad (2.13)$$

c) Velocidad superficial del gas en la fase burbuja (U_{1s}).

La velocidad superficial de esta fase, esta directamente relacionada con la velocidad lineal o absoluta de las burbujas. De la misma manera, esta hipótesis también es propuesta por la teoría de las dos fases, solo que menos rigurosa. De acuerdo con esto, la ecuación propuesta por el modelo de Peters para esta fase se escribe como:

$$U_{1s} = U_1 \delta_1 \varepsilon_1 \quad (2.14)$$

d) Velocidad superficial del gas en la fase emulsión (U_{3s}).

Sustituyendo las ecuaciones de los apartados b) y c), dentro de la ecuación del apartado a), para completar el balance de materia; se llega a la descripción de la velocidad superficial de la fase emulsión, la cual esta representada por la ecuación:

$$U_{3s} = U - U_1 (\delta_1 \varepsilon_1 + \delta_2 \varepsilon_2) \quad (2.15)$$

Los valores que esta velocidad puede tomar son tanto positivos como negativos, siendo que para este último caso se considera que el movimiento de los

sólidos es descendente, ya que es la única manera con la que se puede resolver adecuadamente el balance global de materia.

e) Velocidad lineal o absoluta de gas en la fase burbuja (U_1).

En este modelo matemático, se propone que la velocidad absoluta de las burbujas esta de acuerdo con la relación propuesta por Davidson⁽⁷⁾, en la teoría de las dos fases. Dicha hipótesis se escribe matemáticamente como:

$$U_1 = (U - U_{mf}) + 0.711\sqrt{gD_1} \quad (2.16)$$

f) Fracción volumen entre las fases nube y burbuja (δ_2/δ_1).

La fracción volumen entre estas fases, se puede calcular a partir del modelo teórico propuesto por Murray⁽²⁵⁾ en 1965. Observe que esta ecuación lleva implícita la teoría de las dos fases.

$$\frac{\delta_2}{\delta_1} = \frac{1}{\alpha - 1} \quad (2.17)$$

en esta ecuación se supone que:

$$\alpha = \frac{\varepsilon_{mf} U_1}{U_{mf}} \quad (2.18)$$

g) Diámetro de burbuja (D_B).

Una correlación propuesta, para predecir el diámetro de las burbujas en los lechos burbujeantes y en la cual, se toma en cuenta el efecto generado por el diámetro del reactor y las características del plato distribuidor sobre el diámetro de las burbujas; es sugerida por Mori y Wen⁽²⁶⁾ en 1975.

La correlación propuesta para el crecimiento de las burbujas a través del reactor, tiene la forma siguiente:

$$\frac{D_{BM} - D_B}{D_{BM} - D_{B0}} = \exp(-0.3h / D_R) \quad (2.19)$$

en esta ecuación D_B es el diámetro de la burbuja, D_R es el diámetro del reactor y h es la altura sobre el plato distribuidor. El diámetro inicial de las burbujas que se forman en la superficie del plato distribuidor (D_{B0}), se calcula para dos posibles diseños en el plato. En caso de trabajar con un plato perforado, la ecuación que deberá ser empleada es:

$$D_{B0} = 0.347 \left(\frac{A_t [U - U_{mf}]}{n_d} \right)^{2/5} \quad (2.20)$$

ahora A_t es el área de sección transversal del reactor, U es la velocidad superficial del gas y U_{mf} la velocidad mínima de fluidización. Por otro lado, n_d es el número total de orificios en el plato distribuidor.

No obstante, debido a que n_d tiende a infinito para el caso de tener un plato poroso, el modelo propone que este parámetro puede ser calculado con la ayuda de la ecuación siguiente:

$$D_{B0} = 0.00376 (U - U_{mf})^2 \quad (2.21)$$

El diámetro máximo de burbuja (D_{BM}), se cuantifica suponiendo que todo el gas en exceso del requerido para las condiciones mínimas de fluidización, forman un solo tren de burbujas que se elevan por el centro del reactor. Este parámetro se calcula con la ecuación:

$$D_{BM} = 0.652 \left(A_t [U - U_{mf}] \right)^{2/5} \quad (2.22)$$

Un número reducido de las correlaciones existentes para el calculo del diámetro de la burbuja, incorporan el efecto generado por el diseño del plato distribuidor y el diámetro del reactor sobre las características de las burbujas. Sin embargo, aun cuando esta teoría toma en cuenta ambos parámetros, es conveniente especificar que con base en evidencia experimental; el rango sobre el cual el modelo presenta un aceptable grado de confiabilidad es:

$$0.5 < U_{mf} < 20, \text{ cm / seg.}$$

$$0.006 < d_p < 0.045, \text{ cm}$$

$$U - U_{mf} < 48, \text{ cm / seg.}$$

$$D_R < 130, \text{ cm}$$

No cabe duda que los rangos propuestos en los parámetros antes especificados son de gran utilidad para analizar el desempeño de los reactores a escala piloto. Ahora bien, esta correlación también puede ser utilizada en el diseño de reactores comerciales pequeños.

h) Número de burbujas en cada compartimento (N_b).

De acuerdo con la hipótesis, de que la altura de cada compartimento es obtenida a partir del diámetro de la nube; se sugiere que el número de burbujas en cada uno de estos compartimentos esta dado por la ecuación siguiente:

$$N_b = \frac{6A_t D_{2n} (\varepsilon - \varepsilon_{mf})}{\pi D_{1n}^3 (1 - \varepsilon_{mf})} \quad (2.23)$$

en esta ecuación el valor de D_{2n} representa el diámetro de la nube que rodea a cada burbuja en el compartimento n.

i) Promedio de la fracción vacío en el lecho (ε).

Cuando se propone desarrollar un modelo teórico, que sea capaz de representar el flujo de gas en los lechos fluidizados, éste necesariamente debe conocer la distribución de la fracción vacío dentro del lecho. Los estudios realizados por Bakker⁽²⁷⁾ y Fan⁽²⁸⁾ indican que la fracción vacío en la fase densa de partículas, es aproximadamente constante desde el plato distribuidor y hasta una altura igual a la mínima de fluidización (L_{mf}). Después de este valor, se incrementa con respecto a la altura.

Una primera aproximación, es suponer que después de haber alcanzado la altura correspondiente a L_{mf} , el parámetro $(1 - \varepsilon)$ disminuye de manera lineal con la

altura. Así, una vez conociendo la altura mínima de fluidización y la expansión máxima, se propone que la fracción vacío esta representada por:

$$1 - \varepsilon = \frac{L_{mf}}{L} (1 - \varepsilon_{mf}) \quad (2.24)$$

cuando $h \leq L_{mf}$.

Por otro lado, una vez alcanzada la altura mínima, la fracción vacío se puede representar con la ecuación:

$$1 - \varepsilon = \frac{L_{mf}}{L} (1 - \varepsilon_{mf}) - \frac{L_{mf} (1 - \varepsilon) (h - L_{mf})}{2L(L - L_{mf})} \quad (2.25)$$

para cuando $L_{mf} \leq h \leq L_{mf} + 2(L - L_{mf})$.

Sin embargo, estudios posteriores⁽²⁹⁾ realizados con la ayuda de rayos gama, demostraron que la fracción vacío disminuye exponencialmente, una vez que es rebasada la altura mínima de fluidización. De la misma manera que para el caso anterior, aquí se sugiere que la fracción vacío se puede considerar constante hasta antes de alcanzar la altura en condiciones mínimas.

De acuerdo con lo anterior, la fracción vacío encontrada a una altura superior a L_{mf} puede ser representada por la ecuación:

$$1 - \varepsilon = \frac{L_{mf}}{L} (1 - \varepsilon_{mf}) \left\{ \exp \left[- \left(\frac{h - L_{mf}}{L - L_{mf}} \right) \right] \right\} \quad (2.26)$$

para cuando la altura es $h \geq L_{mf}$.

La hipótesis adoptada por Peters en el modelo, es la disminución exponencial. La figura 2.3, presenta una comparación de los resultados obtenidos con las dos teorías analizadas.

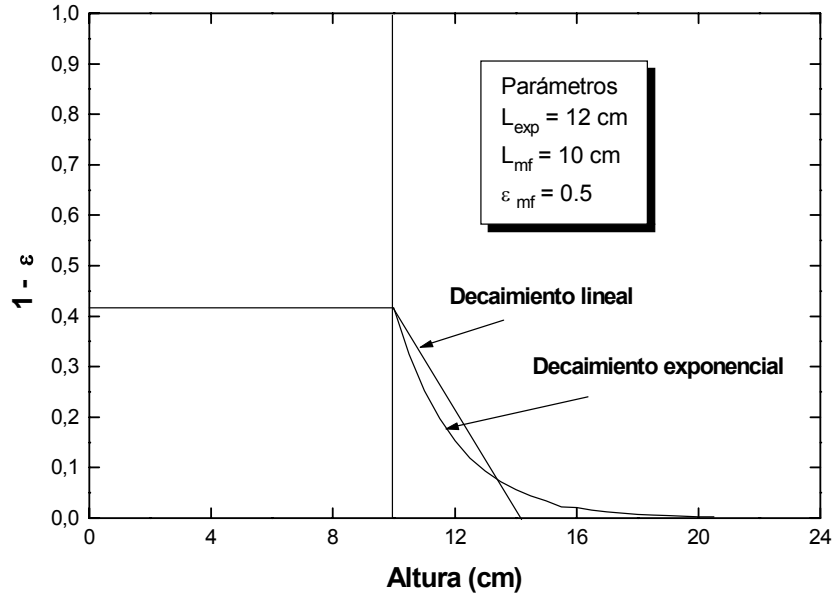


Figura 2.3 Comparación de la disminución exponencial y lineal del vacío con la altura.

j) Fracción volumen de cada fase (δ_i).

Partiendo de un balance de materia, se puede representar a la fracción en volumen de cada fase como:

$$\delta_{in} = \frac{V_{in}}{A_t D_{2n}} \quad (2.27)$$

donde (i) toma valores de 1,2 y 3 los cuales representan a la fase burbuja, nube y emulsión respectivamente. Por otro lado, el volumen (V_{in}) para cada una de las fases se calcula respectivamente como:

$$V_{1n} = N \left(\frac{1}{6} \right) \pi D_{1n}^3 \quad (2.28)$$

$$V_{2n} = V_{1n} \left(\frac{U_{mf}}{\varepsilon_{mf} U_1 - U_{mf}} \right) \quad (2.29)$$

$$V_{3n} = A_t D_{2n} - V_{2n} - V_{1n} \quad (2.30)$$

k) Fracción volumen de gas en cada fase (ε_i).

Otra de las hipótesis tomadas por este modelo, que lleva implícita la teoría propuesta por Davidson, es la fracción de gas que existe en cada fase. De acuerdo con esto, aquí se supone que, el gas existente en las fases nube y emulsión es la misma que a las condiciones mínimas en todo el reactor; es decir:

$$\varepsilon_2 = \varepsilon_3 = \varepsilon_{mf}$$

Por otro lado, este parámetro es igual a 1.0 para la fase burbuja, ya que se supone a las burbujas como libres de sólidos.

l) Expansión del lecho de partículas.

La estimación de la expansión del lecho, puede realizarse a través de dos métodos sencillos. El primero de estos métodos es, recabar datos a partir de observaciones experimentales realizadas al sistema en cuestión; ahora bien, cuando no existe físicamente el reactor, lo anterior no es posible. Por lo que, el segundo método disponible es, estimar el parámetro a través de las correlaciones empíricas propuestas.

El modelo recurre a una correlación empírica, propuesta originalmente por Kato y Wen⁽¹⁰⁾ y posteriormente modificada por Peters y colaboradores. Esta correlación toma en cuenta un diámetro promedio la burbuja, el cual se evalúa en la sección media del lecho en condiciones de fluidización mínima. La representación matemática se logra con la ecuación siguiente:

$$\frac{L - L_{mf}}{L} = \frac{Y(U - U_{mf})}{U - U_{mf} + 0.711\sqrt{gD_1^*}} \quad (2.31)$$

en esta ecuación, el valor de (Y) se calcula a partir de la expresión siguiente:

$$Y = 0.7585 - 0.0013(U - U_{mf}) + 0.0005(U - U_{mf})^2 \quad (2.32)$$

mientras que, como se mencionó anteriormente (D_1^*) se evalúa en $h = L_{mf} / 2$.

m) Coeficientes de intercambio de gas.

El intercambio de gas entre las fases burbuja y emulsión, involucra un intercambio directo de materia entre las burbujas al ascender y la emulsión que las rodea en su trayecto.

Ahora bien, basados en el análisis propuesto por Davidson y Harrison, y posteriormente transformado por Kunii y Levenspiel⁽¹⁵⁾, el modelo plantea que los coeficientes de transferencia de masa entre las fases burbuja-nube (F_{12}) y nube-emulsión (F_{23}), son acertadamente representados cuando se emplean las ecuaciones:

$$F_{12} = 2.0 \left(\frac{U_{mf}}{D_1} \right) \quad (2.33)$$

$$F_{23} = 6.78 \left(\frac{D_G \varepsilon_{mf} U_1}{D_1^3} \right)^{1/2} \quad (2.34)$$

en ambas ecuaciones, (D_1) es el diámetro de las burbujas, y (D_G) es el coeficiente de difusión molecular del gas. Una observación importante de las ecuaciones anteriores, es que estas no toman en cuenta la contribución difusional de la interfase entre las burbujas y las nubes, debido a que es usualmente pequeña cuando se compara con los coeficientes de intercambio debidos al flujo.

n) Coeficientes de desgasificación de la fase emulsión.

Esta, es una importante característica hidrodinámica y es la principal contribución de los autores a los modelos teóricos. La representación de esta variable en los balance de materia, permite una descripción acertada del intercambio de gas entre las fases, conforme se incrementa la altura en el reactor.

La evaluación de éste peculiar parámetro se lleva a cabo con la ayuda de las ecuaciones siguientes:

$$P_{12n} = U_{1sn} - U_{1sn-1} \quad (2.35)$$

$$P_{23n} = P_{12n} + U_{2sn} - U_{2sn-1} \quad (2.36)$$

en estas expresiones, P_{12} y P_{23} son los coeficientes de intercambio de gas entre las fases burbuja-nube y nube-emulsión respectivamente. No obstante, P_{23n} se puede ver como un coeficiente de desgasificación de la fase emulsión hacia las burbujas, ya que representa al gas removido de la fase emulsión.

2.4 Comparación de los modelos analizados.

Una vez analizadas detalladamente las hipótesis que cada uno de los autores empleó para estructurar los modelos aquí presentados, resulta sencillo percatarse que éstos no calculan los mismos parámetros hidrodinámicos (a excepción de uno), por lo que el desempeño de ambos no puede ser comparado directamente. Ahora bien, dichos modelos matemáticos ofrecen la oportunidad de estimar una amplia gama de parámetros; sin embargo, con ninguno de los dos casos fue posible estimar de manera individual, todos los parámetros que se cuantificarían experimentalmente en el proyecto. Por ésta razón, se decidió complementar el estudio teórico utilizando las características de interés que cada uno de los modelos ofrecía.

Aun cuando el modelo de Davidson permite estimar la expansión máxima del lecho de partículas y las fluctuaciones en la presión, resulta lamentable verificar que para poder resolver la ecuación 2.11 (que es la que se emplea para calcular el campo de presión que rodea a las burbujas), se requiere conocer las presiones en la parte superior e inferior de las burbujas, ya que el modelo las ocupa como condiciones de frontera. Tristemente no se pudo localizar la información necesaria de este factor a las condiciones de operación empleadas en el proyecto, mas aun los métodos experimentales utilizados aquí, no ofrecieron la oportunidad de calcular estos valores de manera experimental. Esta es la principal razón por la cual no se pueden reportar valores del campo de presión en las burbujas.

Por otro lado, con el modelo de Peters se puede calcular tanto la expansión de lecho como el retromezclado del gas. No obstante, el modelo al igual que muchos otros reportados en la literatura, fue diseñado para cuantificar el retromezclado

en sistemas en los cuales se lleva a cabo una reacción química, lo que no se realizó en este proyecto; sin embargo, gracias a que el método estima la velocidad de la fase emulsión se puede proponer que el retromezclado del gas alcanza la misma profundidad que los valores negativos de este parámetro. Así, aun cuando no es posible calcular la concentración del trazador debida al retromezclado del gas, si se logra obtener la profundidad a la que se propone encontrar al trazador.

Finalmente, es recomendable aclarar que la simulación de los modelos anteriores se realizó con el único fin de complementar el marco teórico además de contribuir con la interpretación de los resultados experimentales del proyecto; sin pretender que esto llegara a formar la parte central del trabajo. Por otro lado, a pesar de las dificultades encontradas en ambos casos, se puede afirmar que los modelos matemáticos descritos previamente son de gran utilidad cuando se operan o planean algunos sistemas de lecho fluidizado.

2.5 Referencias bibliográficas.

- 1.- Grace, J.R., *Gas Fluidization Technology* (ed. D. Geldart), Wiley, Inglaterra (1986).
- 2.- Shen, C.Y. y Johnstone, H.F., A.I.Ch.E.J. **1**, p.349 (1955).
- 3.- Gilliland, E.R., Lewis, W.K. y Glass, W., A.I.Ch.E.J. **5**, p. 419 (1959).
- 4.- May, W.G., Chem. Engng. Prog., **55** (12) p. 49 (1959).
- 5.- Van Deemter, J.J., Chem. Engng. Sci., **13** p. 143 (1961).
- 6.- Orcutt, J.C., Davidson, J.F. y Pigford, R.L., Chem. Engng. Prog. Symp. Ser., **58** (38) p. 1 (1962).
- 7.- Davidson, J.F., y Harrison, D., *Fluidized Particles*, Cambridge University Press, New York (1963).
- 8.- Partridge, B.A. y Rowe, P.N., Trans. Instn. Chem. Engrs. **44** p. 335 (1966).
- 9.- Mireur, J.P. y Bischoff, K.B., A.I.Ch.E.J. **13**, p. 839 (1967).
- 10.- Kato, K. y Wen, Y.C., Chem. Engng. Sci., **24**, p. 1351 (1969).
- 11.- Bywater, R.J., A.I.Ch.E.J. Symp. Ser., **74** (176) p. 126 (1978).
- 12.- Darton, R.C., Trans. Instn. Chem. Engrs. **57** p. 134 (1979).
- 13.- Werther, J., Int. Chem. Eng., **20** p. 529 (1980).
- 14.- Grace, J.R., *Recent Advances in the Engineering Analysis of Chemically Reacting systems* (ed. L.K. Doraiswamy), Wiley, New Delhi (1984).
- 15.- Kunii D. y Levenspiel O., *Fluidization Engineering*, Wiley, New York (1969).
- 16.- Fryer, C. y Potter, O.E., Ind. Eng. Chem. Fund., **11** p. 338 (1972).
- 17.- Fan, L.T., Fan, L.S. y Miyahara, K., Proc. Pachec. Conference, p.1379 (1977).
- 18.- Peters, H. P., Fan, L.S. y Sweeney, T.L., Chem. Engng. Sci. **37** p.553 (1982).

- 19.- Morse, R.D. y Ballou, C.O., Chem. Engng. Progr., **47** p.199 (1951).
- 20.- Toomey, R.D. y Johnstone, H.F., Chem. Engng. Progr., **48** p.220 (1952).
- 21.- Davies, R.M., y Taylor, S.G. Proc. Roy. Soc. A., **200** p. 375 (1950).
- 22.- Wallis, G.B., Instn. Mech. Engrs. Symp. On two-phase fluid flow, London (1962).
- 23.- Nicklin, D.J., Chem. Engng. Sci. **17** p.693 (1962).
- 24.- Reuter, H., Chem. Engng. Prog. Symp. Ser., **62** p.92 (1966).
- 25.- Murray, J. D., J. Fluid Mech., **21** p. 465 (1965).
- 26.- Mori, S. y Wen, C.Y., A.I.Ch.E.J. **21** p. 109 (1975).
- 27.- Bakker, P. J., Chem. Engng. Sci. **12** p.260 (1960).
- 28.- Fan, L.T., Lee. C.J. y Bailier, C., A.I.Ch.E.J. **8** p. 239 (1962).
- 29.- Urabe, S., Hiraki, I., y Kunii, D., Kagaku Kogaku., **29** p.863 (1965).

METODOLOGÍA

Capítulo 3

Sección

Experimental

En este capítulo se realiza la descripción detallada de los materiales y equipos experimentales utilizados en el análisis de algunos de los parámetros hidrodinámicos definidos en el capítulo uno. Aquí también se definen los métodos de medición empleados para cuantificar las propiedades de un sistema de lecho fluidizado. Las características analizadas fueron: La expansión del lecho, el retromezclado del gas y las fluctuaciones de presión. Finalmente se sugiere una interpretación de las gráficas obtenidas con estos métodos de análisis.

3.1. Descripción de los materiales y equipo experimental.

El estudio de los fenómenos hidrodinámicos, descritos en los apartados 1.4 a 1.6 del capítulo uno, se realizó con la ayuda de un sistema de lecho fluidizado de las siguientes características: Un sistema de fluidización de área transversal cuadrada, fabricado con lámina galvanizada de 30 x 30 cm. en cada lado y una altura total de 185 cm. Como distribuidor de gas se utilizó un plato perforado de acrílico de 0.5 cm de espesor; los orificios fueron de 2 mm de diámetro en arreglo triangular, que en total ofrecían 440 orificios/m² y una área abierta menor al 0.14%. Para evitar que los sólidos cayeran a través de las perforaciones, se colocaron dos delgadas malla metálicas sobre el distribuidor.

En el recipiente se fluidizó arena, con un diámetro promedio de 250 micras, una esfericidad de 0.86 y fracción vacío igual a 0.43. La densidad del sólido fue de 2645 kg/m³, mientras que la altura total de partículas fue 45 cm. sobre el plato distribuidor. Las características del sólido aquí empleado coinciden con las del tipo B de la clasificación de Geldart⁽¹⁾, esto se busco con la intención de generar burbujas de gran tamaño desde un principio. Según el autor la categoría B contiene a aquellos sólidos con diámetro aproximado de partícula entre 60 y 500 micras y densidades de entre

1400 y 4500 kg/m³. Los lechos de este tipo de partículas exhiben una expansión bastante inestable, debido a que presentan el burbujeo desde que se alcanza la velocidad mínima de fluidización o un poco después. Por otro lado, las burbujas que se originan con esta clase de sólidos generalmente son mas rápidas que la velocidad intersticial del gas, además su diámetro se incrementa notablemente con la altura; ahora bien, debido a que la coalescencia es un fenómeno predominante en este tipo de sistemas, no es fácil alcanzar diámetros estables en las burbujas.

Para fluidizar, se utilizó aire en condiciones atmosféricas en un rango de operación de 8.97 a 13.455 cm/seg. (de $3U_{mf}$ a $4.5U_{mf}$), desafortunadamente las características físicas del sistema no permitieron incrementar más el rango. El aire fue suministrado por un compresor de 20 HP, el cual se hacia pasar a través de una trampa de agua para removerle la mayor cantidad de humedad posible y posteriormente a través de un regulador de presión para normalizar sus propiedades antes de entrar al sistema. Una vez hecho esto, el aire era desplazado por una tubería de cobre de 2 pulgadas de diámetro externo. El flujo de gas se midió con la ayuda de dos rotámetros tipo placa perforada, uno con un rango de 5 a 25 ft³/min y otro de 25 hasta 110 ft³/min, conectados en línea como se muestra en la figura 3.1

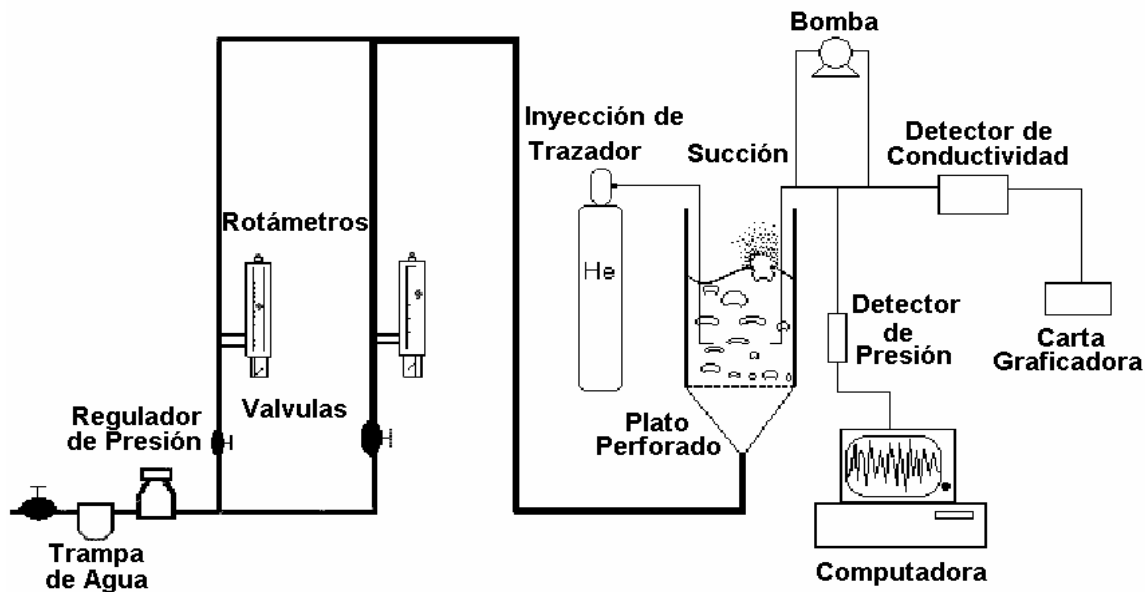


Figura 3.1 Diagrama del equipo experimental.

Para realizar la medición de la expansión del lecho, se utilizó un transductor diferencial de presión marca Cole-Parmer con una capacidad de operación de 0 a 25 pulgadas de agua y una incertidumbre reportada de $\pm 1\%$. Dicho transductor tenía una de sus terminales abierta a la atmósfera, con el propósito de manipularlo como un medidor manométrico de presión. Por otro lado, para mejorar la eficiencia del traductor, la señal de salida de éste se conectó a un pequeño panel digital que, además de reportar la presión a cada instante, se utilizó como transmisor con el objetivo de amplificar la señal de salida hasta un rango de entre 1 y 5 volts, ya que el rango de la señal original se ubica por debajo de estos valores.

Los registros de la expansión se realizaron con la ayuda de una sonda de cobre, en la cual se montaron las terminales del traductor; dicha sonda se introducía lentamente en lapsos de 1 cm. desde una altura considerable en el reactor (aprox. 150 cm. sobre el distribuidor), hasta obtener una señal notoriamente diferente a la del inicio de la corrida experimental. Los datos presentados por el panel digital, fueron enviados directamente a una carta graficadora marca Goerz modelo Se-120, la cual se operó en

este caso a una velocidad en la carta de 60 cm/hr. Los datos fueron capturados sobre rango conveniente de tiempo (2 a 5 min.) para cada una de las alturas, con lo cual se logró cubrir un número suficiente de oscilaciones de la superficie. En base a esto, se logró determinar un valor promedio de la máxima expansión observada en cada caso. Una vez finalizada una corrida experimental se dejaba operando por algún tiempo el sistema antes y después de realizar cada cuantificación, con el objeto de asegurar que éste se encontraba en estado estable.

Con el propósito de no perder o atenuar demasiado las señales de presión, se adaptó el sistema de tal manera que se logró alcanzar la mínima distancia posible entre las diferentes zonas de muestreo y el transductor. Para evitar al máximo los posibles conflictos, se conectaron la sonda y el transductor a través de delgadas mangueras de 0.5 cm de diámetro externo introducidas por un costado del reactor a una altura aproximada de 70 cm. De esta manera se podía asegurar que la señal de presión llegaría con mayor intensidad al transductor.

Es inevitable que, cualquier sonda introducida al lecho fluidizado genere disturbios a los parámetros analizados; por lo tanto, resulta importante minimizar estas interferencias cuando se realizan las mediciones. Tomando esto en cuenta, las sondas se fabricaron con tubos de cobre de $\frac{1}{8}$ de pulgadas, las cuales tenían en la punta una pequeña sección horizontal no mayor a 2 cm. El sistema anterior fue montado sobre otro tubo de cobre de $\frac{1}{4}$ pulgada. A continuación se muestra un diagrama de las sondas que fueron empleadas para la cuantificación de la presión manométrica y diferencial, así como la utilizada para el análisis del retromezclado del gas.

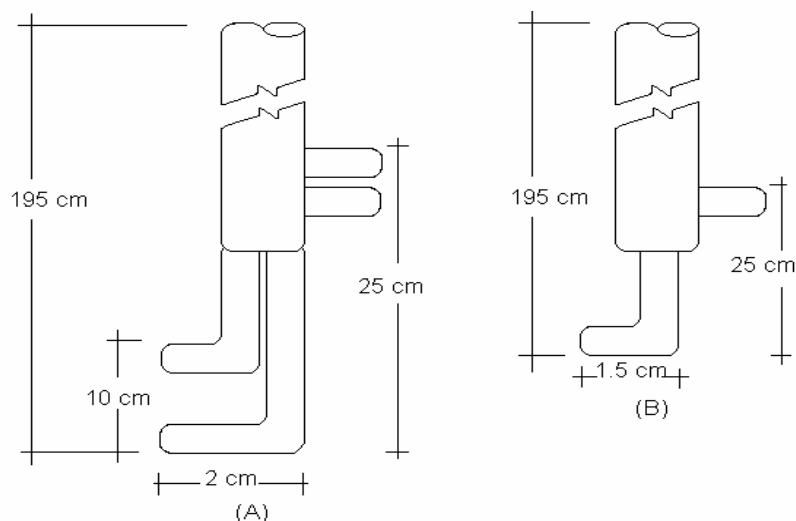


Figura 3.2 Sondas para medir la presión (A) y el retromezclado del gas (B).

La medición de la frecuencia y amplitud de las fluctuaciones de presión se realizó con la ayuda del sistema anterior (figura 3.2A), solo que en este caso las dos terminales del transductor de presión se encontraban dentro del lecho de partículas, por lo que ahora los resultados obtenidos fueron interpretados como una presión diferencial del lecho. Las terminales que se montaron en la sonda de cobre, tenían una separación de 10 cm. y a cada una se les colocó en la punta una finísima malla metálica para evitar que los sólidos penetraran por ellas. La única modificación importante que se hizo al sistema anterior, fue que ahora la señal era enviada a una computadora Hewlett Packard modelo Vectra 286 a 12 MHz, la cual tenía instalada una tarjeta de adquisición de datos de alta velocidad marca Omega modelo DAS-16G, que ofrecía la opción de ir monitoreando instantáneamente los resultados gráficamente.

La velocidad a la cual fueron capturados los datos de presión diferencial por parte de la computadora fue de 10 Hz, es decir, 10 datos por segundo. En cada una de las mediciones se obtuvieron 2048 datos, lo que en tiempo representó poco mas de 20 segundos por medición, mas aun se realizaron tres replicas en cada ensayo con lo que se logró obtener un tiempo total mayor a 60 segundos para cada una de las posiciones. De acuerdo con estudios estadísticos preliminares, se determinó que con

este número de replicas, el resultado no era significativamente diferente a aquel realizado con un mayor número de repeticiones. Por otro lado, la velocidad de muestreo seleccionada demostró en el mismo estudio ser lo suficientemente aceptable para las características del sistema analizado.

Por último, la cuantificación del retromezclado del gas se llevo a cabo empleando la técnica de estímulo-respuesta. Para esto, se utilizó helio de alta pureza como trazador por ser un gas inerte, no tóxico y con buena diferencia de conductividad con respecto al aire. El gas fue inyectado en la superficie fluctuante del lecho (zona splash), con la ayuda de una sonda de cobre de $\frac{1}{8}$ de pulgadas introducida desde la parte superior del sistema, dicho gas era arrastrado hacia la parte inferior del lecho. En esta técnica se considera que el retromezclado del gas es generado principalmente por el movimiento descendente de los sólidos.

Para poder aplicar la técnica anterior, fue necesario extraer (succionando) la mezcla de los gases a diferentes alturas dentro del lecho de partículas, lo cual se realizó con la ayuda de una bomba manual de vacío que operaba empleando un pequeño circuito de agua debido a que el flujo succionado no rebasaba los 50 ml/min. Una vez extraída la mezcla, ésta era enviado a un detector de conductividad térmica marca GOW-MAC modelo 40-400, para ser comparado con aire en condiciones atmosféricas el cual era utilizado como gas de referencia; la diferencia en conductividad generada por ambos gases, producía una señal de salida de entre 0 y 390 mA de voltaje. Una vez hecho esto, la señal originada por el detector se hacia llegar a la carta graficadora descrita en los párrafos anteriores.

Para poder llevar a cabo la cuantificación del retromezclado en cuanto a concentración y profundidad, fue necesario elaborar algunas curvas de calibración, las cuales se realizaron mezclando cantidades conocidas en fracción masa de Helio y Aire; estos gases se hicieron pasar a través de un lecho fijo de partículas para un mejor mezclado. De estas pruebas se obtuvo que, la menor concentración de Helio que era posible detectar con el medidor de conductividad y que además generaba una

respuesta lineal fue de 0.1%, mientras que la máxima concentración permitida por el aparato en operación alcanzó a ser del 2.1% la cantidad del flujo de aire.

Por otro lado, en una gran cantidad de operaciones industriales que emplean lechos fluidizados, se introducen intercambiadores de calor al sistema para remover o adicionar grandes cantidades de calor. Con estos antecedentes, se diseñaron geometrías de tubos horizontales las cuales simulaban a los intercambiadores, para analizar y cuantificar los cambios hidrodinámicos generados por los tubos. Se eligieron dos arreglos, el triangular y el cuadrado por ser éstos los de uso frecuente a nivel comercial.

Para construir los arreglos tubulares, se instalaron en dos placas de acrílico con dimensiones de 50 x 30 cm., tubos del mismo material con un diámetro externo de 2.5 cm. En ambas geometrías se mantuvieron constantes las distancias desde el distribuidor a la primera (17cm) y última (47cm) hilera de tubos. La separación horizontal de centro a centro en los tubos, cubrió un rango de 2 (arreglo cuadrado) a 4 veces (arreglo triangular) el diámetro de los tubos, mientras que la distancia vertical fue siempre de dos diámetros. Estos valores en las separaciones de los tubos fueron propuesto originalmente por Sitnai⁽²⁾, el cual las recomienda para ser empleadas en sistemas experimentales y con las que se han reportado excelentes resultados en la transferencia de calor.

3.2 Métodos de medición.

Después de analizar las características del sólido y el diseño del plato distribuidor, se puede descubrir que el sistema fue construido específicamente para generar burbujas de gran tamaño desde un inicio, esto se hizo con la clara intención de demostrar la eficiencia de las geometrías tubulares en el control de las propiedades de las burbujas, ya que la utilidad de estos sistemas en el campo de la transferencia de calor ha sido ampliamente estudiada⁽²⁾.

Por otro lado, debido a que las sondas de muestreo ofrecían la flexibilidad de movimiento tanto axial como transversal a través del reactor, uno de los primeros pasos fue dividir imaginariamente al reactor. Bajo este esquema, el reactor se dividió transversalmente en 9 partes iguales de 10 x 10 cm. cada una, mientras que de manera axial se dividió de acuerdo a la expansión del lecho en cada caso. De las nueve posiciones transversales posibles, se tomaron 4 para realizar las cuantificaciones hidrodinámicas, mientras que las demás se consideraron como “imagen espejo”; ya que al analizarlas por separado las diferencias fueron mínimas y en su mayor parte no representaban discrepancias significativas. De esta forma, la sección sombreada de la figura 3.3 en la parte inferior, representa las posiciones seleccionadas para el análisis.

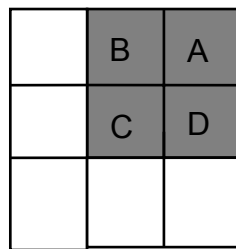


Figura 3.3 División transversal del lecho y posiciones de análisis.

3.2.1. Cuantificación de la expansión del lecho.

Como se mencionó anteriormente, para poder realizar la división axial del lecho fue necesario analizar primero la expansión del lecho de partículas. Aun cuando esta expansión se vio envuelta en numerosas dificultades, se logró sin embargo, inferir las diferentes zonas propuestas por Xavier et al⁽³⁾, las cuales están de acuerdo con la concentración de sólidos presentes en cada una de ellas (vease la sección 1.4.1). Así, un esquema característico generado cuando se analizó la expansión, se muestra en la figura 3.4.

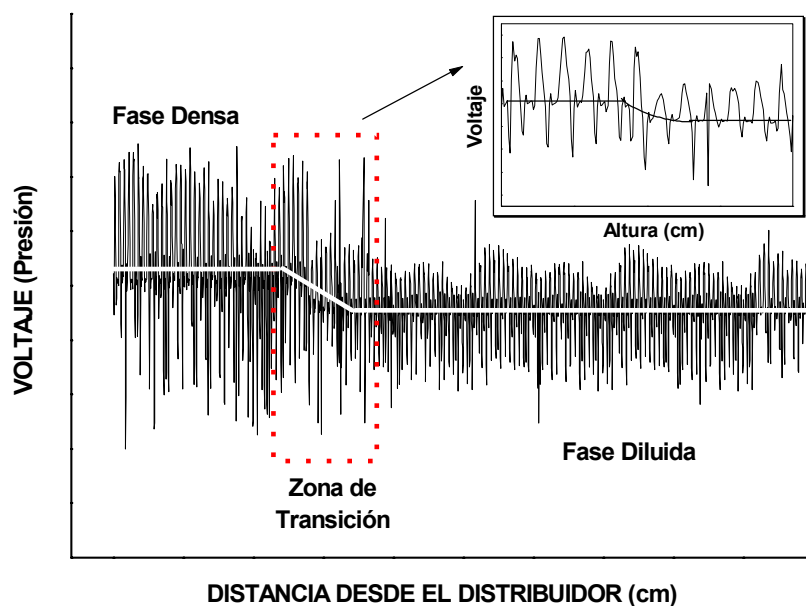


Figura 3.4 Señal característica para la expansión del lecho de partículas.

Observe que, si se calcula un promedio para todos los valores reportados en la gráfica, se exhibe un cambio de pendiente solo en la zona de transición o splash, dicho cambio es probablemente generado por las continuas oscilaciones de la superficie del lecho, las cuales ocasionan que en pequeños lapsos de tiempo y espacio la concentración de sólidos se modifique notablemente. Ahora bien, debido a que este cambio en la pendiente no se presentó de una manera bien definida para todos los casos, se propuso delimitar a la máxima expansión del lecho de partículas desde donde se iniciaban las perturbaciones. Por otro lado, el grosor de las franjas en cada una de las zonas, se vio modificado cuando la sonda se trasladaba de la periferia al centro y cuando se incrementaba la velocidad del gas; en ambos casos la franja de respuesta se expandía cada vez más.

Los cambios reportados en las gráficas para la fase diluida, fueron generadas principalmente por las fluctuaciones repentinas del flujo de gas al pasar por la sonda de presión y por los continuos choques de estas con “paquetes” de sólidos enviados por las burbujas al estallar. Por otro lado, para la fase densa el cambio mas

notable es el generado por la densidad del lecho, la cual modificó de manera general el valor promedio que se venía presentando.

Dado que la expansión del lecho de partículas fue diferente en todos los casos analizados, se decidió reportar los valores obtenidos para la altura máxima (H_{max}) como una fracción de expansión (δ), la cual no es otra cosa que el valor adimensional del crecimiento del lecho de partículas evaluado a través de la comparación con la expansión en condiciones mínimas de fluidización:

$$\delta = \frac{H_{max} - H_{mf}}{H_{mf}} \quad (3.1)$$

Una vez obtenidos los promedios transversales de la expansión del lecho, se procedió a dividir axialmente al reactor. Ya que dichos valores fueron muy diferentes y debido a que la cuantificación de los parámetros posteriores se llevaría a cabo dentro del lecho de partículas, se pudo advertir que para poder comparar los diferentes sistemas era necesario realizar una corrección a los datos, de tal forma se propuso estandarizar los resultados obtenidos, expresándolos como alturas relativas dentro del lecho de partículas como lo especifica la siguiente ecuación:

$$\text{Altura Relativa} = \frac{H_{Anal.}}{H_{Max}} \quad (3.2)$$

Esta ecuación determina las alturas relativas a la máxima expansión por lo que H_{anal} se refiere a la altura o posición de análisis y H_{max} es la expansión máxima del lecho. Para entender mejor los términos de las diferentes alturas del sistema experimental, se elaboró la siguiente figura en la cual se representan los distintos valores que se encontraban en la columna de sólidos.

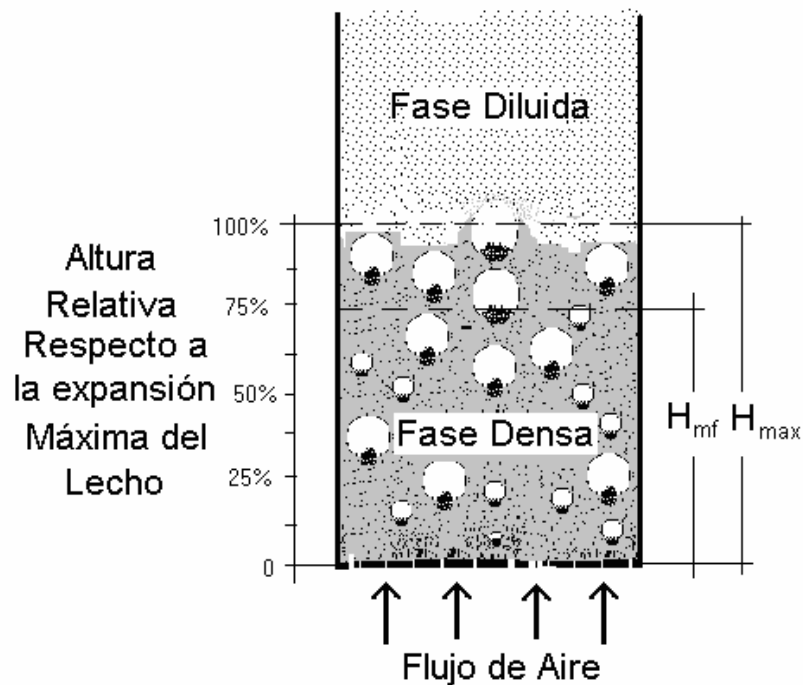


Figura 3.5 Descripción de las alturas del lecho de partículas

3.2.2. Cuantificación de las fluctuaciones de presión.

Apoyados en los fundamentos teóricos propuestos por Davidson y Harrison⁽³⁾ en 1963, se hizo la interpretación de los resultados obtenidos para las fluctuaciones de presión. Aquí se planteó que, toda aquella fluctuación de la presión que sobrepasara las señales de respuesta obtenidas a partir de las condiciones de fluidización mínima debería ser originada por el paso de las burbujas. De tal forma, el primero de los objetivos fue la caracterización de las fluctuaciones del lecho en condiciones de fluidización mínima, lo cual se realizó para todo el lecho de partículas.

Los resultados obtenidos a partir de este análisis, ofrecieron un valor máximo y un mínimo; dichos límites no fueron significativamente diferentes aun cuando las señales provenían de diferentes posiciones dentro del reactor. De tal forma, con una dispersión máxima en los datos de entre el 5 y el 7% para todas las posiciones analizadas, se logró recabar que los valores máximo y mínimo de la fluctuación de

presión bajo estas condiciones eran de 0.083 y -0.025 volts respectivamente. Una gráfica característica, originada con este sistema de medición es esquematizada en la figura 3.6. Aquí, se muestra una señal generada por el sistema en operación además del criterio propuesto para cuantificar las señales generadas por las burbujas de gas al recorrer el lecho de partículas.

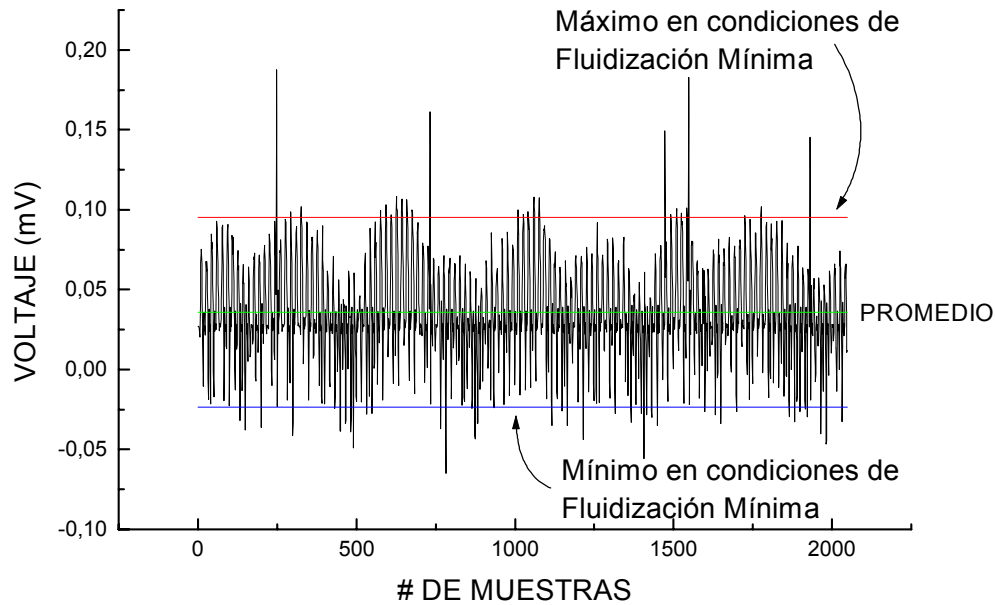


Figura 3.6 Señal característica de las fluctuaciones diferenciales de presión.

No obstante que, la descripción exacta de las causas y los efectos generados por las burbujas sobre los cambios diferenciales de presión han sido fuente de acaloradas discusiones; Sitnai⁽⁴⁾ en uno de los estudios mas recientes, propone que las señales generadas por el paso de las burbujas, se ven afectadas en su amplitud por la distancia existente entre las burbujas y el medidor, mientras que la frecuencia es una función de la velocidad y separación vertical entre las burbujas. De estos dos parámetros, sobre el que se tuvo un mayor control fue la amplitud, ya que la división transversal del reactor no permitió que existieran grandes distancias entre las burbujas y la sondas. Por otro lado, aun cuando la velocidad de las burbujas no podía ser determinado, la rapidez de muestreo permitió asegurar que una buena parte de las burbujas presentes en una posición especifica fueran detectadas.

El recuento de las señales que rebasaban tanto el límite superior como el inferior en cada una de las replicas, demostró que eran aproximadamente las misma, lo que reafirmo que dichas señales eran debidas principalmente al paso de las burbujas. De acuerdo con esto, la frecuencia de dichas señales proporcionaron una fracción del número de burbujas (β) presentes en el sistema; mientras que la amplitud de éstas ofrecía un diámetro cualitativo de las burbujas. Ahora bien, debido a que a una determinada altura las burbujas detectadas no tenían el mismo diámetro, se procedió a calcular una amplitud promedio para cada posición, esto se hizo sumando las amplitudes de todas aquellas señales que rebasaban los límites ya descritos y dividirlos entre el número total de éstas reportado en la frecuencia, con esta sencilla operación se obtuvo la amplitud promedio en tiempo y espacio para cada una de las posiciones analizadas.

3.2.3. Cuantificación del retromezclado del gas.

Se ha mencionado que para poder realizar la cuantificación del retromezclado del gas debieron elaborarse primero las curvas de calibración para el detector de conductividad térmica, encontrándose una respuesta lineal entre 0.1 y 2.1% en fracción masa del flujo de aire. De acuerdo con esto, se propuso que la concentración del trazador al momento de ser inyectado debería ser tal, que se tomaran en cuenta los posibles cambios generados por el retromezclado y así cuando se efectuaran las mediciones de concentración, éstas se encontraran aun dentro del rango de respuesta lineal por parte del detector.

Tomando en cuenta esta restricción, la concentración propuesta para el trazador al inyectarse fue de 0.7% el flujo de aire, con lo cual se logró una excelente respuesta, ya que gracias a esto se pudieron calcular las diferentes concentraciones de trazador conforme se modificaba la altura. No obstante, dado que el trazador fue inyectado constantemente durante toda la corrida en la superficie del lecho, es lógico suponer que cerca de esta zona la detección era casi inmediata, sin embargo conforme

se introducía la sonda de succión al lecho desde la superficie, el tiempo requerido para lograr alguna respuesta iba en aumento.

Así, un problema concreto fue determinar el tiempo de respuesta suficiente como para poder definir la profundidad y concentración del retromezclado, dado que éste es establecido únicamente por el mismo sistema. Ensayos preliminares sugirieron un tiempo aproximado de inyección de alrededor de 25 min. como el idóneo para cubrir todo el rango de análisis, no obstante sobre la marcha se pudo determinar un tiempo optimo de entre 15 y 20 min., los cuales eran repartidos entre todas las posiciones de análisis.

Aun cuando, en la literatura se enfatiza⁽⁵⁾ el hecho de que el retromezclado del gas es mas significativo sobre el eje axial que sobre el transversal, ésta peculiaridad fue comprobada experimentalmente. Para poder llevar a cabo esto, se realizaron diversos análisis en los cuales se colocaba la sonda de inyección en una posición diferente (de las 4 opciones) a la sonda de muestreo, con esta sencilla operación se pudo verificar que el retromezclado transversal no es un fenómeno que represente gran interés científico, bajo las condiciones de operación aquí empleadas.

Una vez arrancado y estabilizado el sistema, se procedía a inyectar el trazador, instantáneamente se iniciaba el muestreo de la mezcla de gases. Se observó que el tiempo necesario para lograr detectar alguna cantidad de trazador variaba entre 3 y 5 min., dependiendo de cada posición. Por otro lado, una vez verificada la existencia de helio en ese lugar, se dejó que se creara la curva de respuesta por un tiempo aproximado de 10 a 15 min. lo cual fue tiempo suficiente para determinar la concentración.

Ahora bien, después de realizar cada cuantificación se dejó operando al sistema por algún tiempo antes de realizar otro análisis, esto con el propósito de eliminar cualquier posible interferencia por parte de algún residuo de gas del análisis anterior. Desde un inicio se pudo observar que las mediciones de este parámetro se

realizarían con la presencia de cierta interferencia o “ruido” captado por la sensibilidad de la graficadora al momento de realizar las pruebas, dicho ruido era generado principalmente por los cambios de presión en sistema, éstos se incrementaban cuando la sonda de muestreo se movía de las paredes al centro y de la superficie a la parte inferior del lecho o también con el aumento en el flujo de aire.

Después de haber sustraído la mezcla de gases, la técnica para determinar la concentración del trazador, fue a través de la comparación directa de las curvas experimentales con las curvas generadas en la calibración de la concentración de inyección. Así, la concentración de trazador obtenida en cada posición se expresó como un cociente entre la concentración observada y la inyectada, con lo que los resultados de la concentración son adimensionales para todos los casos. Las curvas características obtenidas a partir de este proceso se muestran en la figura 3.7. El tiempo de depuración que se le otorgó al sistema después de cada análisis fue de entre 8 y 12 min. en este tiempo el flujo de gas generalmente fue incrementado de manera considerable; sin embargo, en las ocasiones en que las características del sistema no permitían un aumento notable en el flujo de aire, el tiempo de espera en el proceso de depuración se aumento significativamente. Cabe mencionar que, al mismo tiempo que el sistema se depuraba se realizaba el reacomodo de todas las sondas para realizar el nuevo análisis.

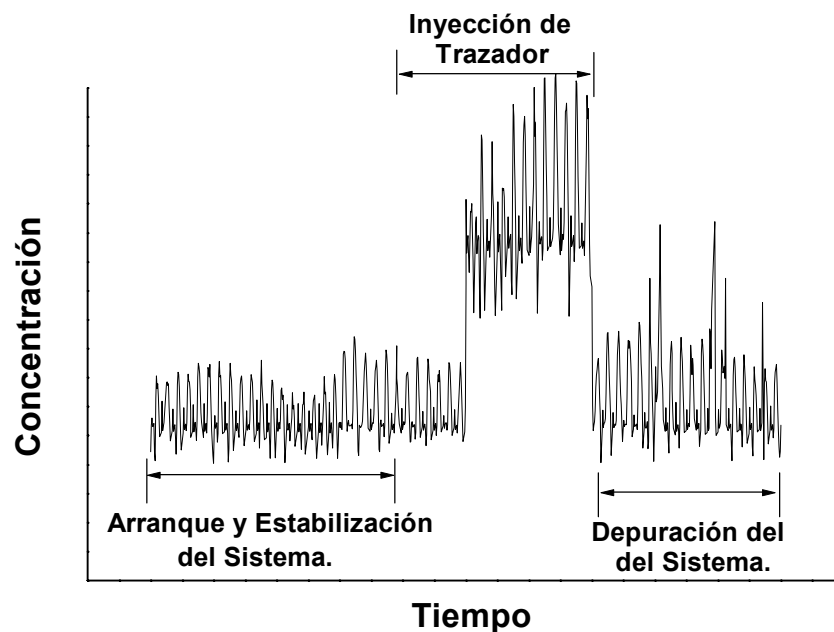


Figura 3.7 Curva característica en la cuantificación del retromezclado del gas.

3.3. Referencias bibliográficas.

- 1.- Geldart, D., Powder Technol ., **7** p. 285 (1973).
- 2.- Sitnai, O. y Whitehead A.B., en *Fluidization* (Editado por J.F.Davidson, R.Clift y D. Harrison) Cap 14. Academic Press, New York (1978).
- 3.- Davidson, J.F., y Harrison, D., *Fluidized Particles*, Cambridge University Press, New York (1963).
- 4.- Sitnai, O., Chem. Engng. Sci., **37** p.1059 (1982).
- 5.- Nguyen, H.V., Potter, O., Dent D. y Whitehead, A.B., A.I.Ch.E.J., **27** p. 509 (1981).

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Capítulo 4

Resultados y Discusiones

Aquí se realiza el análisis e interpretación de los resultados obtenidos experimentalmente para cada uno de los parámetros hidrodinámicos señalados en el capítulo uno. En todos los casos, se muestra más de un formato en las gráficas, con el objeto de tener un mayor panorama de los cambios generados por la introducción de internos al sistema. Por último, en base a los resultados obtenidos, se sugiere un cierto comportamiento natural del sistema y se definen las influencias originadas por los internos.

Es bien sabido que en los procesos industriales donde se emplean reactores de lecho fluidizado, las características del flujo interno del gas y del sólido, contribuyen ampliamente en el desempeño de dichos sistemas. La descripción de estos importantes parámetros puede llevarse a cabo mediante el análisis de diversas propiedades hidrodinámicas del lecho; sin embargo, las propiedades mas interesantes y que contribuyen de manera directa en la descripción de dichos patrones internos de flujo son: La expansión del lecho de partículas y el retromezclado del gas, además de la frecuencia y amplitud de las fluctuaciones de presión. Aun cuando cada una de estas características es importante por si sola, en esta ocasión se utilizaron en su conjunto para lograr una mejor comprensión de las diferentes modificaciones que trae consigo la introducción de una geometría tubular al lecho de partículas.

Este capítulo así como los anteriores, esta dividido en las diferentes características hidrodinámicas seleccionadas previamente, con el objetivo de dar un especial énfasis a cada una de las propiedades y así comprender al máximo los fenómenos cuantificados. Al final se estructuraran los resultados obtenidos con cada uno de los parámetros, para ofrecer una respuesta coherente y tangible de los cambios generados por los diferentes arreglos sobre el comportamiento global del lecho fluidizado.

4.1. Expansión del lecho de partículas.

Una vez establecidas las condiciones de operación propuestas originalmente para este proyecto, se procedió a analizar la distribución transversal de la expansión además de la expansión máxima del lecho. La primera de estas características se pudo cuantificar gracias a que se logró obtener la expansión del lecho en cada una de las posiciones transversales propuestas para el análisis; por otro lado, la expansión máxima se calculó promediando el valor adquirido en las nueve posiciones transversales. Los valores obtenidos para estos parámetros son resumidos en las tablas 4.1 y 4.2 del apéndice A, en todos los casos los resultados se presentan en fracción de expansión (δ) como se propone en la sección 3.2.1.

Conforme los datos eran registrados, se observó que el espesor de la banda que se generaba en cada una de las zonas, se modificaba de acuerdo con la posición analizada y con los cambios del flujo. De manera general, el espesor aumentó cuando se incrementó la velocidad de flujo y también cuando se movió la sonda de la periferia al centro del recipiente; esta diferencia puede ser interpretada como un cambio de presión entre las paredes y el centro, dicho cambio es originado principalmente por los sólidos que son acarreados por el burbujeo hacia la superficie del lecho. Obviamente, la diferencia de presión se hizo mas notable cuando se exhibía en el sistema una distribución deficiente de burbujas. Así, un elevado número de burbujas por una zona determinada ocasionó que la concentración de sólidos aumentara de manera considerable, dando como resultado la desigualdad en el grosor de las señales de salida. Resultados similares fueron observados por Nguyen y Potter⁽¹⁾ en 1979.

Para corroborar las diferencias en la concentración de sólidos que llegan a la parte superior del sistema, se elaboraron las superficies de respuesta obtenidas en cada una de las condiciones de operación; la gráfica 4.1 muestra las diferentes distribuciones de expansión del lecho, las primeras tres superficies se realizaron a una velocidad de $3U_{mf}$ mientras que las restantes con $4.5U_{mf}$. Dicha gráfica, se elaboró tomando en cuenta todas las posiciones transversales del lecho; para este caso el eje

vertical representa la fracción que se expande la columna de sólidos cuando se comparan estos resultados con los obtenidos en las condiciones mínimas de fluidización, como se especifica en la ecuación 3.1. Esta gráfica se contrapone a lo propuesta por Xavier et al.⁽²⁾, los cuales sugieren que antes de explotar las burbujas en la superficie, éstas son capaces de elevar la altura de la columna de sólidos de manera casi horizontal.

La separación de cada una de las superficies de respuesta permite afirmar que la expansión del lecho tiende, de un modo natural (fig. 4.1A y D) hacia el centro del lecho; lo que explica en parte, las diferencias de presión registradas entre la periferia y el centro. Por otro lado, la presencia de los tubos transforma significativamente esa distribución natural de la expansión.

Cuando la velocidad de flujo es baja ($3U_{mf}$), ambos arreglos originan que una mayor cantidad de burbujas se trasladen por el centro. Sin embargo, a ésta velocidad se puede establecer que la geometría triangular (fig. 4.1B), provoca que se acentúe mas el fenómeno; es tan grave esta anomalía, que la diferencia de valores entre el centro y las esquinas es del 43.2%, como se puede ver en el apéndice A. Sin duda esta peculiaridad se relaciona directamente con la separación horizontal de los tubos, ya que como se recordará esta geometría tiene la máxima distancia horizontal propuesta para los arreglos tubulares. Quizás las burbujas que ascienden a través de esta geometría son tan pequeñas que no logran dividirse, no obstante, el volumen ocupado por los tubos es capaz de desplazar a éstas de su ruta original de salida.

Después de incrementar la velocidad del flujo ($4.5U_{mf}$), las distribuciones de la expansión se modificaron. En esta circunstancia, se logró observar que la distribución en el sistema sin tubos (fig. 4.1D) fue mas homogénea que para la velocidad anterior; efecto que puede ser atribuido al incremento del diámetro de las burbuja, lo que al final originó una distribución menos influenciada por los diversos patrones de salida. Sin embargo, uno de los principales objetivos al introducir las geometrías, era lograr un control sobre las características de las burbujas; así la

primera respuesta sobre este hecho la ofreció el arreglo triangular (fig. 4.1E), al originar que la distribución de la expansión se homogenizara más ofreciendo una dispersión máxima entre las posiciones transversales no mayor al $\pm 5.6\%$. Por otro lado, puede ser que antes de llegar al arreglo las burbujas crecieran a tal grado que, al pasar por éste fueron eficientemente divididas limitando con esto su crecimiento excesivo.

Ahora bien, a $4.5U_{mf}$ el arreglo cuadrado (fig. 4.1F) incrementó el burbujeo por la parte central, ofreciendo caminos de salida bien definidos. De acuerdo con esto, se puede esperar que una mayor cantidad de burbujas se acumularan en esta región, generando con esto que el diámetro de las burbujas se incrementara notablemente, llegando incluso a cubrir la distancia horizontal entre tubos vecinos. Bajo estas circunstancias se pudo observar que, el flujo de gas exhibió un comportamiento similar al flujo “slugging” o pistón en el espacio entre los tubos, el cual presentó lógicamente un patrón dominante de burbujeo. Además ocasionó que los sólidos arrojados por las burbujas salieran con una gran cantidad de energía cinética hacia la fase diluida. Esta crítica situación que interfiere, entre otras cosas en la transferencia de masa y en el diseño de la altura del reactor, fue también observada por Stewar⁽³⁾ y Almsterd⁽⁴⁾.

Usando el método experimental descrito en la sección 3.2.1., fue posible cuantificar el crecimiento máximo del lecho de partículas. Para poder realizar la determinación de esta característica fue necesario emplear los promedios transversales de cada uno de los sistemas analizados. Para no restarle importancia a ninguna de las posiciones transversales, en esta ocasión fue necesario incluir a todas en los cálculos realizados. El comportamiento de este fenómeno se resume en la figura 4.2.

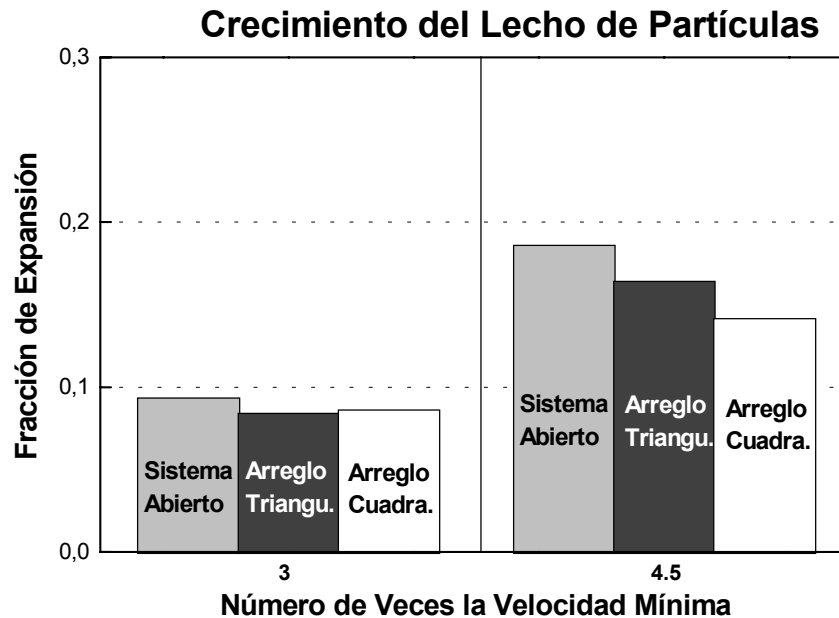


Figura 4.2 Expansión máxima del lecho de partículas.

Partiendo de la figura anterior, se puede comprobar que la influencia de los arreglos tubulares no fue significativa a baja velocidad ($3U_{mf}$); este fenómeno puede ser explicado, suponiendo que las dimensiones de las burbujas no fueron lo suficientemente grandes como para ser modificadas por las geometrías. Este hecho fue confirmado con la ayuda de un cuidadoso estudio estadístico, el cual da como resultados que la desviación estándar de los sistemas a esta velocidad fue del $\pm 0,00495$ lo que significa que los cambios máximos de expansión son de alrededor de $\pm 5.6\%$.

Por otro lado se puede observar que, aun cuando se incrementó la dispersión (desviación estándar = $\pm 0,02225$) en los datos de expansión, al elevar la velocidad del flujo ($4.5U_{mf}$) este cambio no llegó a ser realmente importante ya que al ser comparados todos los sistemas, las diferencias no van mas halla del $\pm 13.58\%$. Este hecho explica que la influencia de los arreglos tubulares sobre la expansión no es trascendente a las condiciones de operación propuestas.

Ahora bien, basados en esta misma gráfica, se puede inferir que la importancia de las geometrías tubulares aumenta conforme se incrementa la velocidad de flujo, esta mayor influencia es seguramente originada por el incremento del diámetro de las burbujas. Como se sabe, el tamaño de las burbujas es controlado por un balance entre los fenómenos de coalescencia y rompimiento, para este sistema el primer parámetro es el controlante, por lo que al introducir las geometrías tubulares este balance es modificado resultando ser mas equitativo. No obstante lo anterior, el rango de velocidad propuesto no permite definir con claridad las posibles diferencias entre las dos geometrías; con todo esto no es posible identificar la característica de los arreglos (tipo de geometría o distancia horizontal), que sea más eficiente en control del diámetro de la burbuja. Por otro lado, la mayor importancia que adquieren las geometrías con el aumento en la velocidad es una peculiaridad que también fue observada por Fitzgerald⁽⁵⁾ y Johnsson⁽⁶⁾, los cuales empleando condiciones diferentes a las aquí propuestas llegan a conclusiones similares.

Una cuidadosa comparación de los valores obtenidos experimentalmente para la expansión del lecho en sistemas abiertos ha podido establecer que, los casos analizados ajustan satisfactoriamente bien con los resultados obtenidos por el modelo de Peters et al⁽⁸⁾, desde este punto de vista, el otro de los modelos incluidos en dicha comparación es el propuesto por Davidson et al⁽⁹⁾. Sin lugar a duda este tipo de ajustes han sido contemplados por otros investigadores, por lo que se inicio una búsqueda en la literatura de la cuantificación de este parámetro bajo condiciones similares de operación. Así, se encontraron los trabajos realizados por Geldart⁽⁷⁾ y Xavier et al⁽²⁾, los resultados de ambos trabajos se muestran en la figura 4.3., junto con los datos obtenidos a partir de las simulaciones de los modelos ya mencionados.

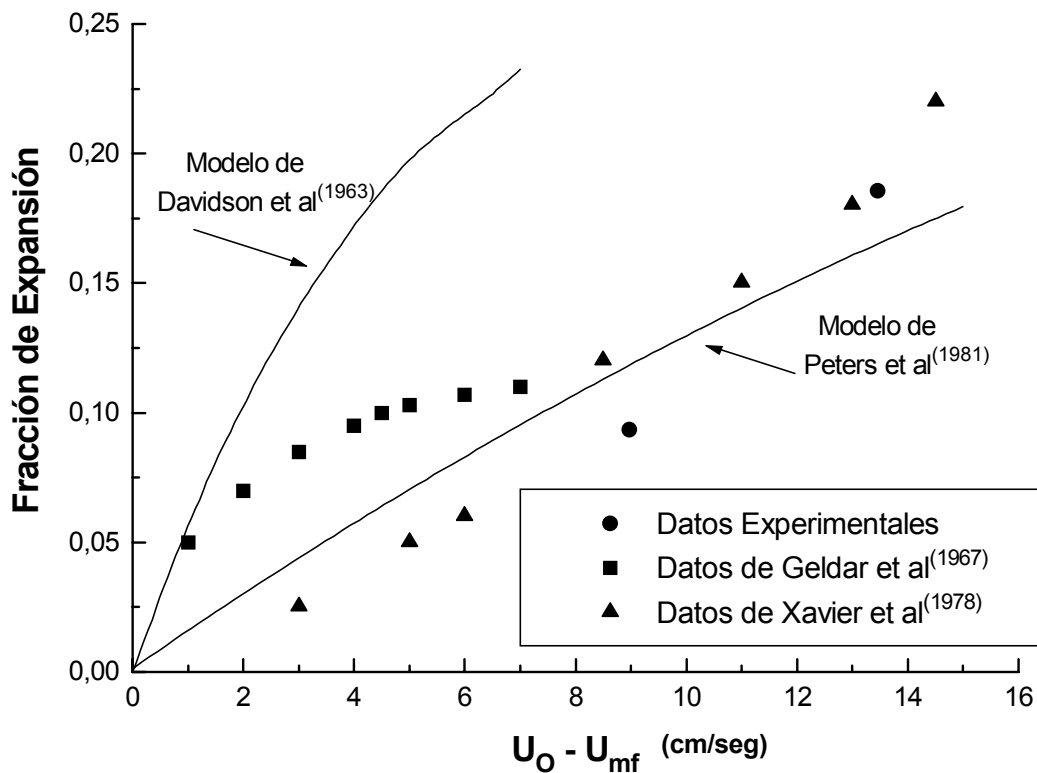


Figura 4.3 Comparación de la fracción de expansión.

Se puede observar que el modelo de Davidson sobrepredice de manera significativa los valores de expansión, sin embargo se incluyó en este análisis por ser el punto de partida de una gran cantidad de trabajos. Por otro lado, gracias a esta figura se puede corroborar que los datos obtenidos experimentalmente por Xavier y Geldart, ajustan de manera adecuada con lo propuesto por el modelo de Peters. Ahora bien, la comparación de los resultados anteriores se hizo fundamentalmente para descubrir las tendencias generales de los resultados obtenidos en diversos trabajos reportados en la literatura, comprobándose tendencias similares en todos los casos con un ajuste aceptable a uno de los modelos elegidos para la simulación. Los resultados obtenidos a partir de las simulaciones son reportados en el apéndice B, aquí también se especifican los procedimientos de solución y se incluyen además los valores de los diferentes parámetros empleados para llevar a cabo las corridas.

4.2. Amplitud y frecuencia en señales diferenciales de presión.

Antes de continuar avanzando en el curso de esta investigación sería bueno recordar, que la teoría propuesta por Davidson⁽⁹⁾ y comprobada experimentalmente por Reuter⁽¹⁰⁾ acerca del campo de presión que rodea a las burbuja al ascender, es de gran utilidad para describir algunas de las características de éstas. Usando los criterios descritos en sus trabajos, es posible aceptar que los cambios de presión detectados en un lecho de partículas a ciertas velocidades de flujo, son originados principalmente por la actividad de las burbujas dentro del lecho.

Apoyados en esta evidencia se ha podido establecer que el número de fluctuaciones de presión detectadas, esta directamente relacionado con una fracción de las burbujas presentes en el lecho, es inevitable suponer que con este método no se puede asegurar que se estén detectando el 100% de éstas; por otro lado, es mas coherente suponer que la amplitud de dichas señales es proporcional a un diámetro aproximado en las burbujas.

Desde este punto de vista, se analizaron las características de las burbujas que se detectaron al ascender por el lecho de partículas en un sistema sin tubos y se examinaron los cambios originados por la presencia de los arreglos de tubos.

4.2.1. Frecuencia de burbujeo.

Los resultados de las características aquí mostradas, se expresan en base a una altura relativa del lecho como se ha especificado previamente (fig. 3.5); por otro lado, el rango de altura relativa en el que se realizó el análisis va del 30 al 90% en todos los casos, ya que si se tomaba una altura menor, las señales podrían estar influenciadas por la zona de penetración del gas o “jet”, mientras que si se realizaban mas arriba de este rango, la señales podían ser modificadas por las oscilaciones de la superficie del lecho. Con esto en mente el primero de los parámetros analizados es la frecuencia del burbujeo, los resultados reportados para dicha característica son el promedio de las replicas

tomadas en cada posición. Estudios estadísticos preliminares, confirmaron que el número de señales no cambio significativamente después del número de replicas propuesto. Así dichos resultados son resumidos, para la velocidad de $3U_{mf}$ en la tabla 4.3., mientras que los obtenidos para la velocidad de $4.5U_{mf}$ son reportados en la tabla 4.4, todos éstos datos se muestran en el apéndice A.

Para comenzar con el análisis de los datos reportados en las tablas mencionadas previamente se propuso como primer paso, verificar la distribución que ofrecieron las señales de presión conforme éstas ascendían por el lecho de partículas. Por otra parte, Aun cuando no se puede asegurar que el número de señales detectadas por el transductor de presión sea igual al de las burbujas presentes en el sistema, si se puede sin embargo, inferir que dichas señales representan una fracción del número total de burbujas (β) que es proporcional al número total de éstas presentes en el sistema. Por otra parte, es lógico suponer que las rutas preferenciales de las burbujas fueron alteradas al introducir las geometrías tubulares; sin embargo, gracias a las gráficas siguientes se podrá examinar la forma en que cada arreglo influyó en este cambio. La distribución de la fracción del número de burbujas con respecto a la altura se muestra en la figura 4.4, para la velocidad de flujo de $3U_{mf}$.

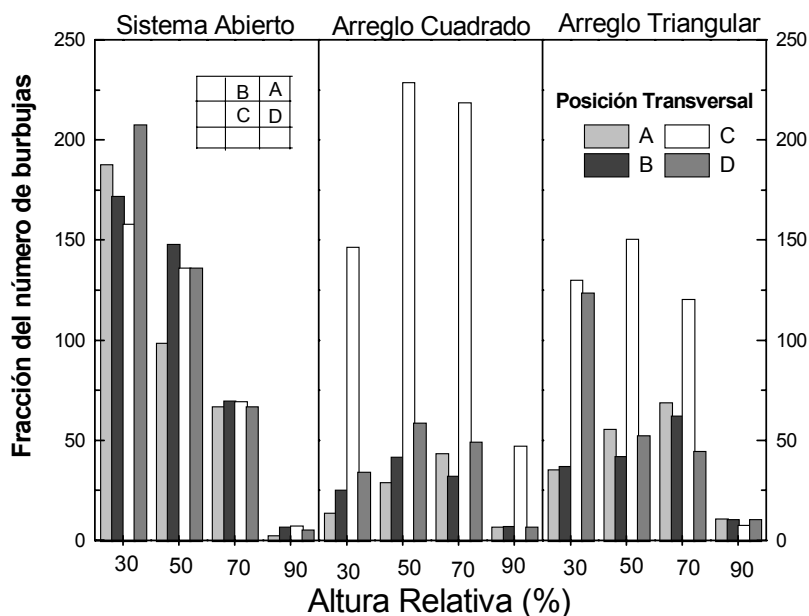


Figura 4.4 Distribución de la fracción del número de burbujas con la altura a $3U_{mf}$.

Observe como en el sistema abierto la mayor fracción de burbujas detectadas en la parte baja del lecho, provienen principalmente de las paredes (posición A y D) no obstante conforme se elevan este número tiende a disminuir, presentando un cambio preferentemente hacia el centro del recipiente; incluso al final se puede verificar como se presenta una redistribución de la fracción de las burbujas antes de llegar a la superficie. Los datos de expansión con ambas geometrías de tubos originaron que se presentaran patrones dominantes de burbujeo. Así aun a baja velocidad, el arreglo cuadrado ocasionó un burbujeo mas intenso en la zona central, con la clara consecuencia de una deficiente distribución del gas dentro del lecho. Por otro lado, el arreglo triangular mostró esta tendencia mas atenuada, llegando incluso al final a uniformizar en mayor grado, la distribución de la fracción de burbujas.

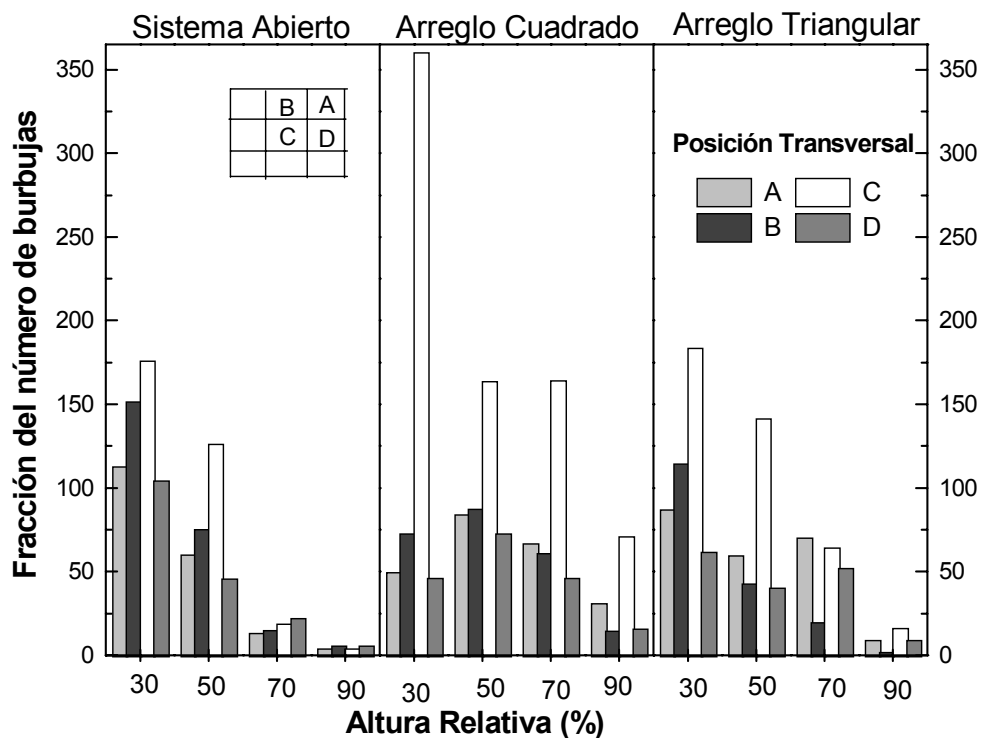


Figura 4.5 Distribución de la fracción del número de burbujas con la altura a $4.5U_{mf}$

Si se comparan las figuras 4.4 y 4.5 para el sistema abierto, se podrá ver como la cantidad de burbujas descendió al incrementar la velocidad del flujo, esto hace suponer que una mayor cantidad de gas se transfiere por una menor fracción de burbujas,

lo que ocasiona que éstas incrementen su tamaño. Esta conducta del sistema origina que la influencia de los tubos sea mayor, al tener una mejor posibilidad de controlar el tamaño de dichas burbujas. El arreglo cuadrado persiste con la tendencia de mandar las burbujas por la zona central del lecho, haciéndolo incluso desde la parte inferior del lecho. Debido a esta conducta, el fenómeno de la coalescencia se presenta apreciablemente en el espacio libre entre los tubos, tan es así que la mayor cantidad de burbujas cruzó al lecho por esta sección transversal. Por otro lado, es interesante apreciar como las características del arreglo triangular tratan de homogenizar la distribución, ya que desde aproximadamente el 50% del lecho sobresalen más de una ruta en la distribución del gas. Es evidente que, debido al espacio horizontal entre los tubos la redistribución de las burbujas no alcanzó a ser lo suficientemente aceptable.

El próximo paso en el análisis de estos datos, consistió en calcular un promedio transversal a cada una de las alturas relativas, obviamente para esto se tomaron en cuenta las nueve secciones, para no influir en el resultado final. Con este objetivo se construyeron las figuras en las cuales se presentan los cambios en la frecuencia del burbujeo con la altura relativa del lecho. Así, la figura 4.6, muestra como se comportó este parámetro con una velocidad de flujo de $3U_{mf}$.

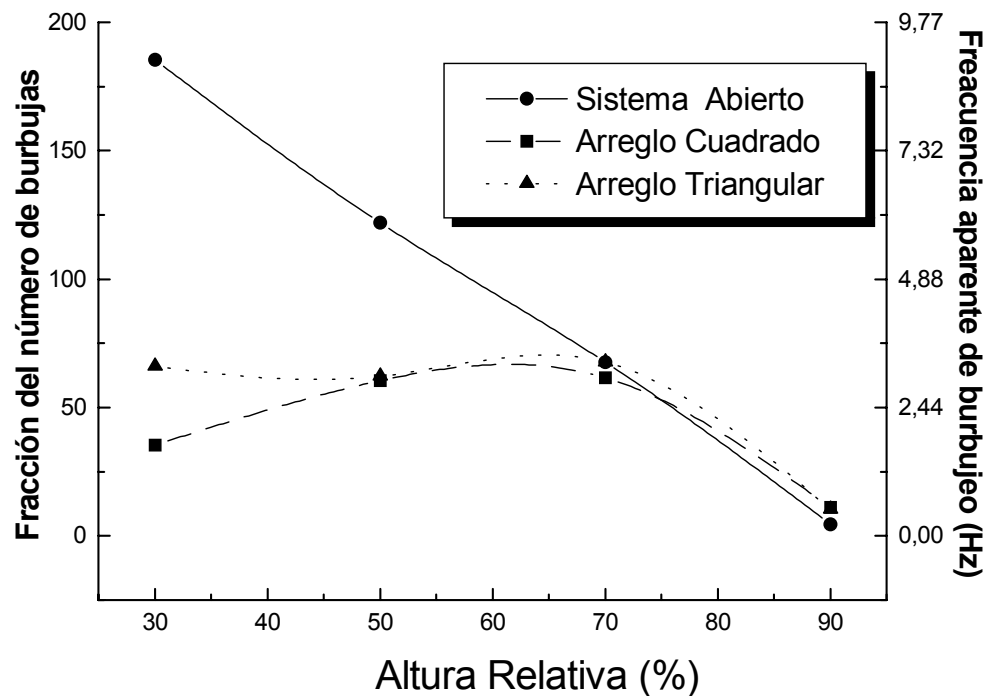


Figura 4.6 Frecuencia de burbujeo con 3 veces la mínima de fluidización.

Sin dificultad, se puede observar como el fenómeno de la coalescencia se presenta activamente en el sistema sin tubos, lo que genera una caída drástica de la fracción del número de burbujas conforme estas ascienden por el lecho. Resulta interesante comprobar como para el sistema abierto, la reducción en el valor de este parámetro es aproximadamente constante durante todo el trayecto, lo que obliga a pensar que el mecanismo de coalescencia actuó con una influencia semejante, sin importar el diámetro de las burbujas ni su velocidad; este fenómeno puede ser explicado solo si la mayoría de las burbujas van cambiando de manera uniforme durante el trayecto. Además se podría asegurar que la cantidad de burbujas encontradas en la parte final del lecho son aproximadamente un múltiplo de las que se generan en la parte baja del sistema.

La actividad mostrada por los diferentes arreglos, no permite establecer una clara diferencia entre ambos. Sin embargo, contrariamente a lo que pudiera esperarse las geometrías fomentan el mecanismo de coalescencia, ya que estas presentan una cantidad

menor de burbuja. Además resulta interesante verificar como ambos logran mantener aproximadamente la misma fracción de éstas, incluso hasta el final del lecho sin importar las diferencias en las distancias horizontales ni en el tipo de arreglo de los tubos.

La observación anterior solo puede ser alcanzada cuando el diámetro de las burbujas no logra incrementarse lo suficiente como para ser divididas por los sistemas tubulares; sin embargo, las geometrías solo son capaces de desplazar a las burbujas de su trayectoria original. Ahora bien, debido a que la presencia de los tubos reducen el área de salida, las burbujas tienen que fluir por zonas reducidas; dicho fenómeno genera que existan flujos preferenciales de éstas por las mismas zonas. Por otro lado, este desplazamiento de las burbujas por secciones pequeñas, dan origen a fuerzas que son capaces de atraer a más burbujas, incluso desde la parte más baja del lecho. Este hecho se ve reflejado como una menor fracción de burbujas en el sistema.

Debido a la gran variedad de estudios realizados acerca de este fenómeno, se decidió calcular la frecuencia aparente del burbujeo como es habitualmente reportada, es decir expresarla con respecto al tiempo (en hertz). Así, gracias a que se dispone del tiempo empleado en cada una de las cuantificaciones se procedió a evaluar dicho parámetro, el cual es reportado en las tablas del apéndice A, estando representado en la parte derecha de las gráficas de frecuencia de burbujeo.

Usando el mismo procedimiento que para los parámetros anteriores, se procedió a incrementar la velocidad del flujo antes de llevar a cabo los análisis de la frecuencia del burbujeo. Los resultados obtenidos con una velocidad de $U_0 = 4.5U_{mf}$ son proporcionados por la gráfica 4.7, la cual se muestra a continuación.

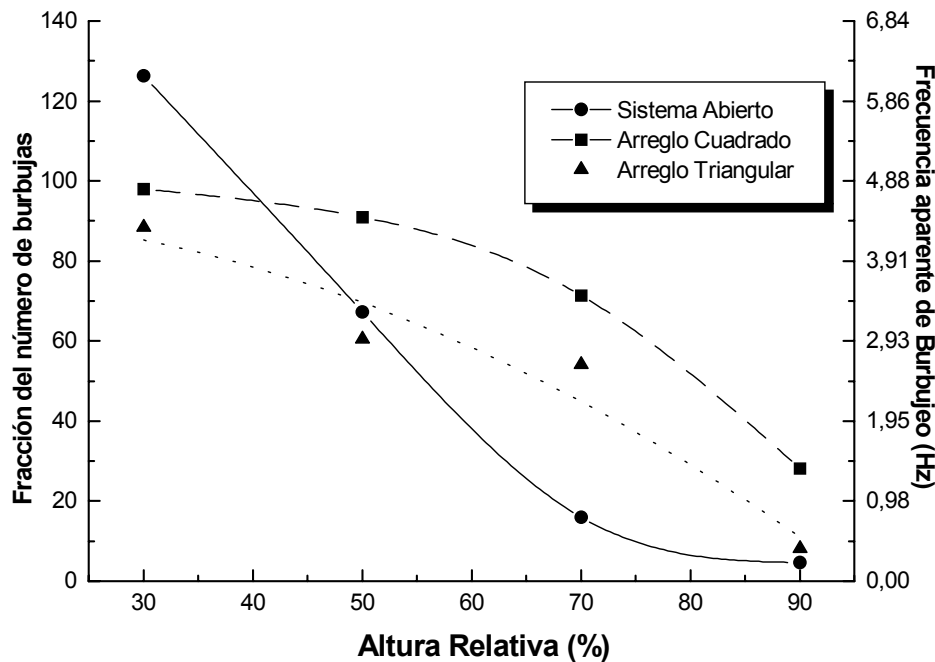


Figura 4.7 Frecuencia aparente de burbujeo con 4.5 veces la mínima de fluidización.

De acuerdo con la discusión anterior, la figura 4.7 establece que con el incremento en la velocidad se forma una menor fracción de burbujas en el sistema abierto, lo que se debiera interpretar como un aumento del tamaño en éstas. Ahora bien, aun cuando la coalescencia sigue siendo un fenómeno característico de este sistema, parece ser que ésta es influenciada por el diámetro de las burbujas. Consistente con esta afirmación, se pueden distinguir dos tendencias bien definidas. Algunos autores⁽¹¹⁾ proponen que cuando el diámetro de las burbujas es pequeño, el mecanismo que predomina es la coalescencia vertical, mientras que cuando éstas incrementan su tamaño se favorece la coalescencia lateral. Es muy probable que esta peculiaridad se halla presentado en este sistema.

Ahora bien, bajo estas condiciones de operación los arreglos permitieron el desarrollo de diferentes transformaciones en las burbujas. Con estos cambios el arreglo cuadrado promovió la generación de una mayor fracción de burbujas en todo el lecho;

ahora, tomando en cuenta la separación horizontal de los tubos, éstas deberán ser de menor tamaño aunque mas elongadas que las originadas por el otro arreglo.

En esta situación el arreglo triangular parece ser menos eficiente, sin embargo con el método aquí propuesto no es posible determinar con precisión, cual de las propiedades del arreglo es la causante de esta deficiencia. Aun a pesar de esto, el empleo de un arreglo triangular es bien recibido ya que como se puede observar aumenta la cantidad de burbujas en comparación con el sistema abierto, las cuales se espera sean de un diámetro no mayor a la distancia entre los tubos, favoreciendo con esto un mejor contacto entre las fases.

El trabajo realizado hasta estos momentos, permite afirmar que los arreglos tubulares se comportaron de una forma muy similar en cuanto a la generación de burbujas se refiere. La figura 4.8, la cual se construyó tomando en cuenta solo los resultados obtenidos con ambas geometrías confirma este hecho, además permite verificar los cambios cuantitativos entre ambos sistemas.

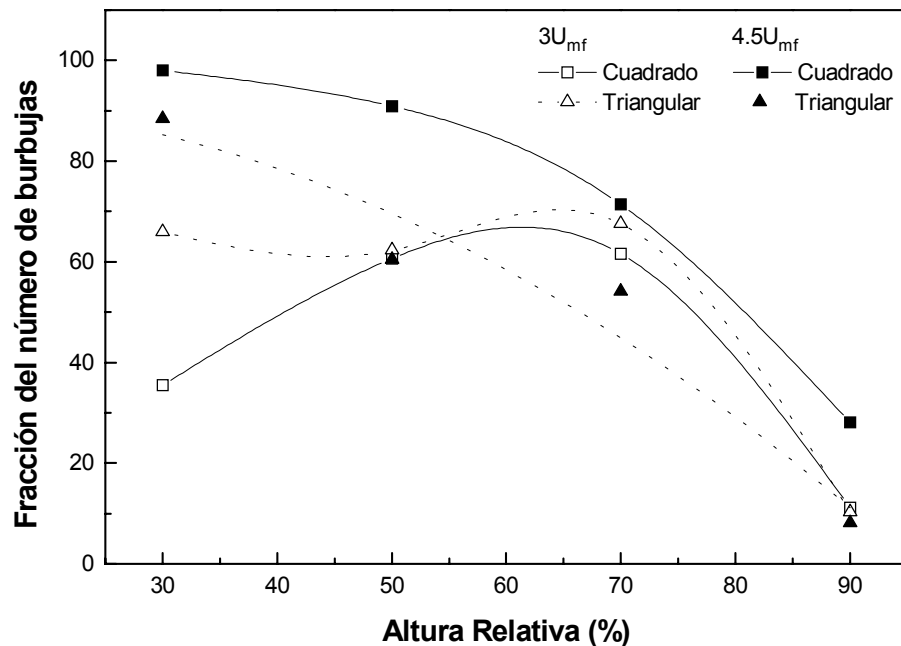


Figura 4.8 Diferencias entre las geometrías tubulares con el aumento en la velocidad.

Es evidente que las mayores diferencias entre los arreglos, se presentan en la parte inferior del lecho, desarrollándose posteriormente comportamientos semejantes. Ahora bien, de acuerdo con esta gráfica se puede decir que el arreglo cuadrado experimento cambios mas notables con el incremento de la velocidad, mientras que el triangular mostró ser un poco más estable.

Al llevar a cabo una revisión final de los reportes en la literatura acerca de este parámetro, se pudo encontrar una gráfica elaborada por Kunii y Levenspiel⁽¹⁵⁾ en 1978, en la cual se analiza la frecuencia del burbujeo en sistemas abiertos a varias velocidades de flujo. Las curvas reportadas fueron elaboradas en sistemas tan diferentes que en algunos casos (Botterill⁽¹⁶⁾ y Hiraki⁽¹⁷⁾) se emplearon sondas ubicadas sobre un tren de burbujas, el cual era generado por una boquilla (nozzle), además también se incluye un sistema bidimensional. La figura 4.9 muestra esta gráfica, la cual contiene los valores obtenidos de manera experimental.

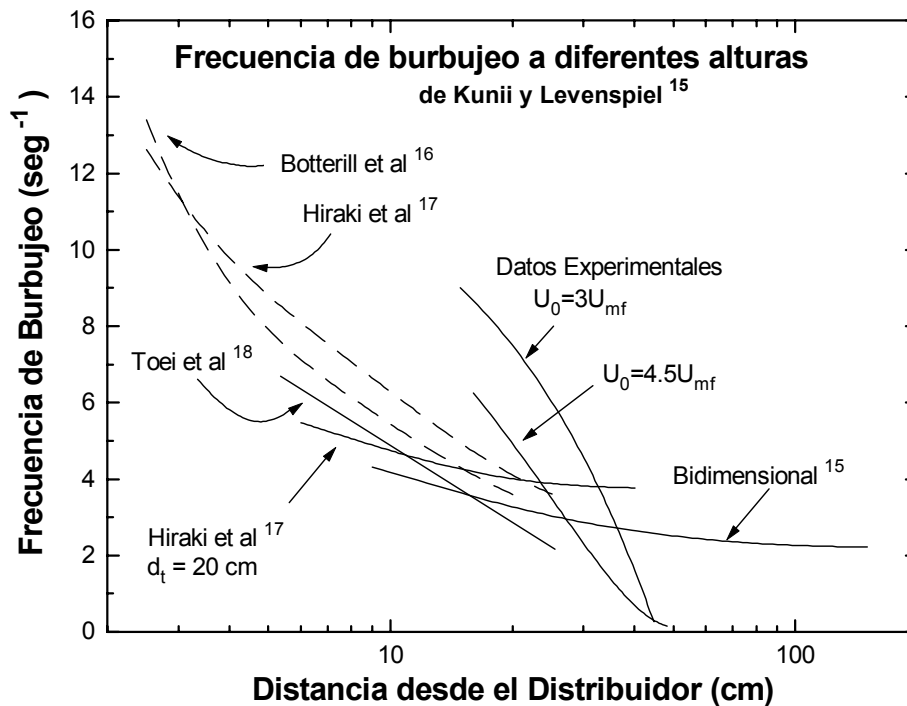


Figura 4.9 Cambio de la frecuencia de burbujeo con la altura del lecho.

Aun cuando se sabe que la frecuencia del burbujeo cambia con la velocidad de flujo, en la figura anterior se puede observar como se altera esta característica con la altura del lecho, aquí la mayoría de los datos reportados forman una delgada banda cuando se modifica la altura del sistema. Observe como los datos experimentales se ajustan mejor a esta banda conforme se incrementa la velocidad de flujo. La figura anterior sugiere que en todos estos casos se lleva a cabo un mecanismo similar de coalescencia, el cual no toma muy en cuenta el diseño del plato distribuidor ni las características físicas de los sistemas analizados.

4.2.2. Amplitud del burbujeo.

Una vez analizada la frecuencia del burbujeo, se procedió a examinar su amplitud. En este caso la señal esta influenciada entre otras cosas, por la distancia entre la sonda y la burbuja, es decir a distancias mayores la señal es menos amplia. Además, se puede esperar que no todas las burbujas tengan un mismo diámetro a una altura determinada del lecho, lo que origina señales de diferentes amplitudes.

El primero de los problemas anteriores se trató de resolver desde un inicio, haciendo las divisiones transversales del lecho lo mas estrechas posibles. Por otro lado, para evitar la distribución de amplitudes en cada una de las posiciones, se tomó un promedio general de todas las señales captadas para cada una de éstas. Bajo esta situación, los resultados de la amplitud del burbujeo son resumidos en la tabla 4.5 para una velocidad de flujo de $U_0 = 3U_{mf}$ y en la tabla 4.6 para una velocidad de $U_0 = 4.5U_{mf}$, las cuales se muestran en un apartado del apéndice A. Las unidades de los valores aquí reportados para la amplitud del burbujeo son milivolts (mV), ya que el medidor diferencial de presión es una aparato electrónico que convierte los pulsos de presión en eléctricos. Ahora bien, se reportan cuatro cifras significativas, debido a que en algunos casos los valores eran muy semejantes.

El primero de los estudios realizados a los datos reportados en las tablas mencionadas, tienen que ver con las diferentes distribuciones de la amplitud al cambiar de las posiciones dentro del sistema. Los resultados se expresan de la misma manera que para el caso de la fracción del burbujeo.

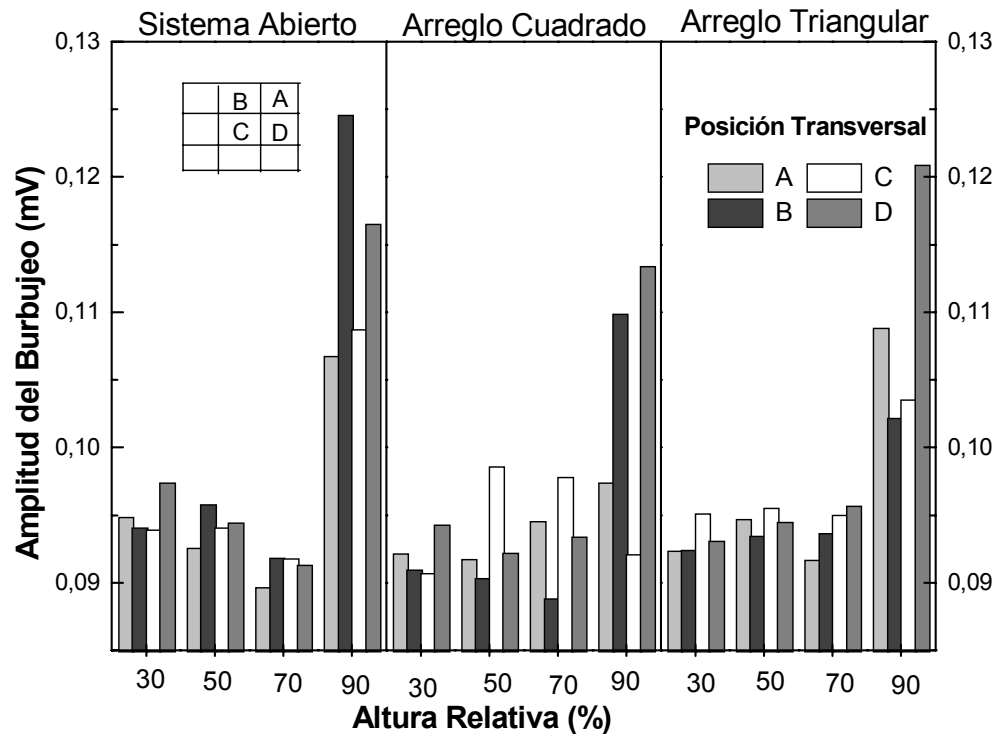


Figura 4.10 Distribución de la amplitud del burbujeo con $3U_{mf}$.

Es curioso percatarse como el sistema sin tubos exhibe un diámetro de burbuja bastante estable hasta la mitad del lecho, sin embargo, no deja de sorprender el hecho de que poco antes de salir a la superficie, las burbujas disminuyen su tamaño. Sin lugar a dudas, este fenómeno solo puede ser generado por un incremento en la presión total en ese lugar; es probable que dicho cambio de presión se ve influenciado por el colapso del lecho después de que explotan las burbujas; se puede esperar por lo tanto, que ésta sea una zona en donde predomina la división natural de las burbujas. Inmediatamente después de haber superado esa región, las burbujas continúan con su curso normal de crecimiento, alcanzando un tamaño mayor del que tenían anteriormente.

Como se mencionó en la gráfica de la distribución de frecuencia (fig. 4.6), a esta velocidad los arreglos tubulares no presentan cambios significativos en las propiedades de las burbujas. Se puede decir que, ambas geometrías mantienen a las propiedades fundamentalmente iguales. Visto el asunto desde este ángulo, puede concluirse que a estas velocidades los arreglos no ofrecen una actividad muy importante dentro del lecho. Más aún, se puede observar en la figura 4.8, como ambos arreglos mantienen un tamaño aproximado en las burbujas bastante similar, lo que significa que las geometrías solo modificaron las trayectorias de las burbujas; de acuerdo con la distribución del número de burbujas mostrada anteriormente, éstas no llegaron a coalescer lo suficiente como se esperaba, tomando en cuenta las figuras de la frecuencia del burbujeo.

Una vez realizado el estudio anterior, se procedió a incrementar la velocidad del flujo ($U_0 = 4.5U_{mf}$). Los resultados obtenidos bajo estas condiciones son mostrados en la figura 4.11.

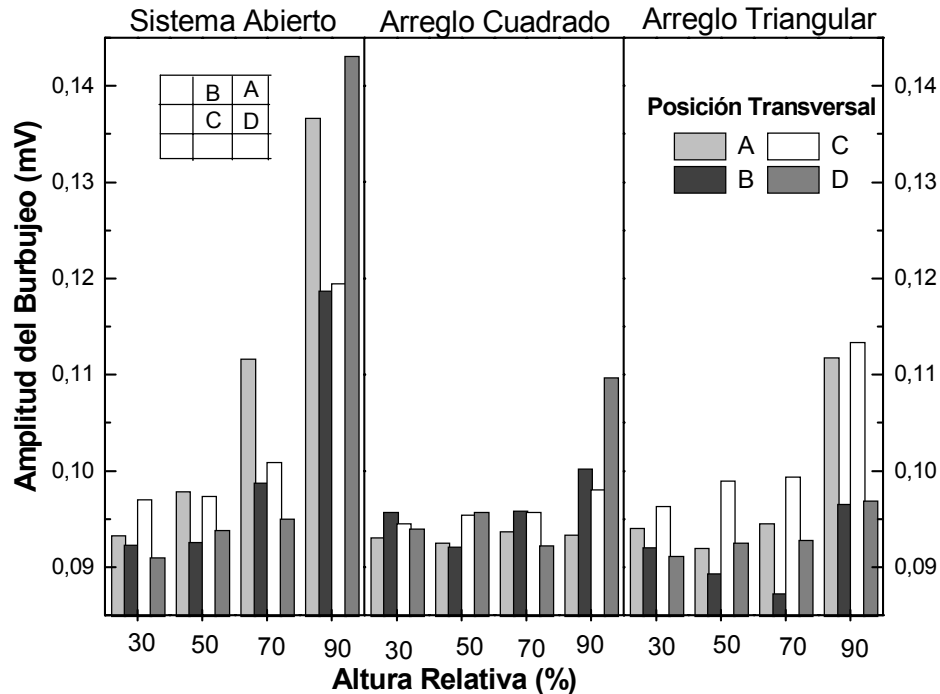


Figura 4.11 Distribución de la amplitud del burbujeo con $4.5U_{mf}$.

A esta velocidad, se observa que el sistema sin tubos se ha deshecho de la peculiaridad de la presión en la sección superior, incrementando el diámetro de las burbujas de una manera natural. Al final, se detectaron las burbujas mas grandes cerca de las paredes del recipiente. Por otro lado, aun cuando la distribución de la fracción del número de burbujas con el arreglo cuadrado fue mayor por el centro (fig. 4.5), éstas no incrementaron notablemente su tamaño por esa zona, lo que confirma que la separación horizontal de los tubos controló su crecimiento excesivo. Ahora bien, gracias al arreglo escalonado de los tubos en la geometría triangular, se observaron burbujas de tamaño similar a las originadas por la otra geometría, aun cuando la distancia horizontal en el primer arreglo fue del doble. El diámetro mas grande que se presentó con el arreglo triangular fue preferentemente por el centro y las esquinas, lo que significa que esta geometría además de controlar el tamaño de las burbujas, también trata de redistribuirlas por mas de una ruta de escape.

Continuando con la dinámica establecida hasta ahora, se procedió a elaborar las gráficas del cambio de la amplitud con la altura relativa del lecho de partícula. La figura 4.12, muestra los valores capturados con una velocidad de $3U_{mf}$.

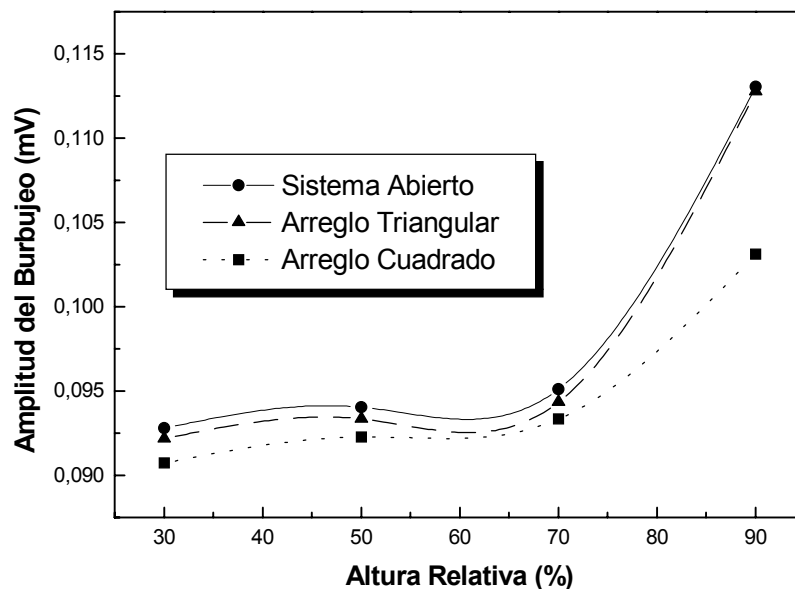


Figura 4.12 Cambio de la amplitud del burbujeo con $3U_{mf}$.

La figura anterior, permite corroborar las afirmaciones hechas en los análisis previos, referentes al escaso desempeño que ofrecieron los arreglos tubulares sobre el lecho, a baja velocidad de flujo. Fue tan malo el funcionamiento del control del diámetro de la burbuja, que los resultados obtenidos con ambas geometrías se pueden comparar incluso con los valores en el sistema sin tubos. La única diferencia apreciable se observa en la parte final del lecho y aun esta cae dentro del $\pm 5.15\%$ de acuerdo con los valores calculados de la desviación estándar.

Acoplando estos resultados con los obtenidos para la distribución de la fracción del número de burbujas, se puede establecer que la presencia de los tubos en el lecho de partículas ocasionó únicamente que estas modificaran su trayectoria de salida. Este fenómeno provoca que el lecho cambie su comportamiento natural de burbujeo.

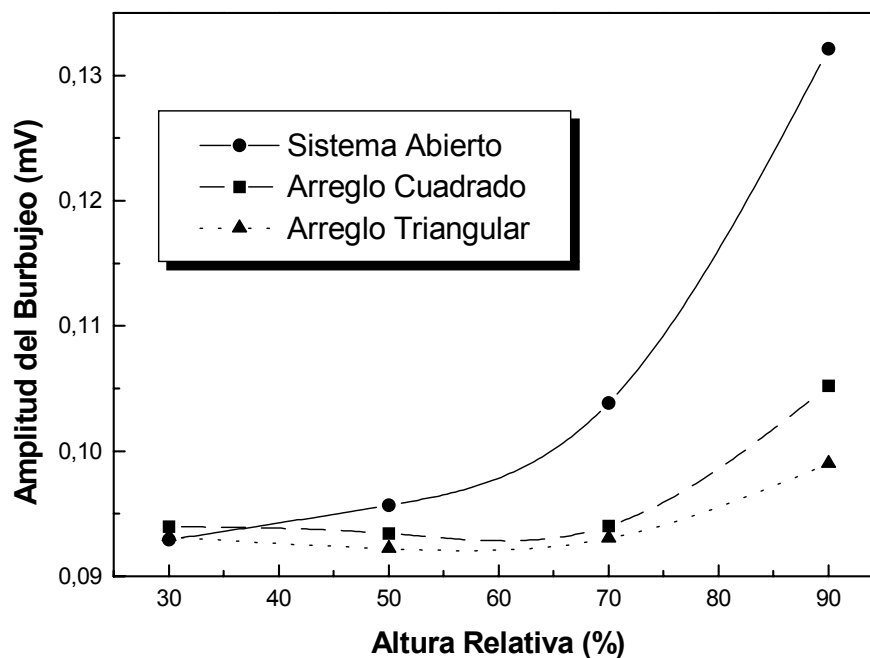


Figura 4.13 Cambio de la amplitud del burbujeo con $4.5U_{mf}$.

Ahora bien, al incrementar la velocidad del flujo ($U_0=4.5U_{mf}$) se puede observar una marcada diferencia entre los valores obtenidos con las geometrías y sin ellas. La curva originada por el sistema abierto, presenta como el fenómeno de la coalescencia obliga a que los cambios del diámetro de burbuja sigan una tendencia aproximadamente exponencial en este sistema. No obstante, el buen funcionamiento de los tubos a esta velocidad, se hace complicado recomendar cualquiera de los dos arreglos para esta característica, ya que no ofrecen una diferencia que pueda servir como criterio de discriminación entre ambos. Lo cierto es que el arreglo triangular con todo y su mayor separación horizontal entre los tubos, continua dando buenos resultados finales, manteniendo la mayor diferencia entre ambas geometrías dentro del $\pm 4.3\%$. Este hecho es de vital importancia, ya que a nivel comercial el número de tubos necesarios para un cierto arreglo, disminuiría si se elige colocarlos de manera escalonada.

Finalmente, para descubrir los cambios de comportamiento en los sistemas con tubos al incrementar la velocidad, se construyó la figura 4.14.

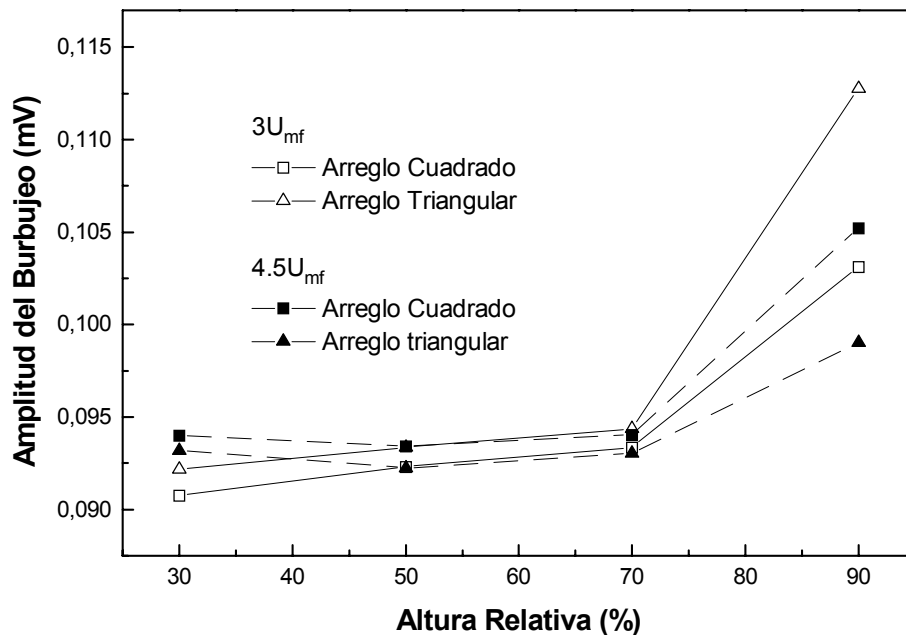


Figura 4.14 Comportamiento de la amplitud con los cambios de velocidad.

Resulta interesante destacar como las geometrías tubulares persistieron en el control del diámetro las burbujas al aumentar la velocidad del flujo; se puede verificar como el desarrollo de las burbujas fue bien controlado durante la mayor parte del lecho. Sin embargo, resulta irónico percatarse que al final del lecho, la mayor amplitud de burbujeo se presenta cuando la velocidad es baja. Este hecho puede ser explicado solo si se supone que a baja velocidad las burbujas son mas lentas en estas condiciones, y por tanto tienen mayor tiempo de transformarse después de que se han rebasado los arreglos tubulares; no obstante los cambios máximos se encuentran por debajo del $\pm 6\%$. Finalmente, se puede descubrir como el arreglo triangular proporciona una mayor transformación en las propiedades de las burbujas al momento de modificar la velocidad de gas, mientras que bajo las condiciones de operación analizadas, la geometría cuadrada resulto ser muy estable a los cambios de velocidad de flujo.

4.3. Retromezclado del gas.

Como se recordará, el punto de partida de la técnica experimental empleada aquí para cuantificar el retromezclado del gas en la parte superior del lecho de partículas, supone que éste es originado por el movimiento descendente de los sólidos, los cuales compensan a aquellos que son arrastrados en las estelas de las burbujas.

La técnica experimental de estímulo-respuesta, que utiliza un gas como trazador ha sido empleada por muchos investigadores para analizar el retromezclado, de entre los pioneros se encuentran Gilliland y Mason⁽¹²⁾ en 1949 . Por otro lado, los resultados obtenidos con esta técnica se reportan como satisfactorios.

Cabe mencionar que para la cuantificación de este parámetro fue necesario retomar nuevamente las alturas relativas del lecho basada en la máxima expansión como se había venido haciendo con las características previas. Sin embargo, se puede esperar que el retromezclado tenga mayor importancia en la parte superior del lecho, por lo que ahora los intervalos que se analizaron son menores que los anteriores;

ahora bien, debido a que no se sabía la profundidad que alcanzaría el trazador, se optó por tomar intervalos del 5% de la altura relativa del lecho a partir del 95%, es decir se inicia el muestreo de gas desde un poco abajo de la zona de inyección.

Existen muchos reportes en la literatura⁽¹³⁾ los cuales plantean que el retromezclado del gas es mas pronunciado axial que transversalmente. Cuidadosos estudios preliminares permitieron comprobar esta afirmación, gracias a que la sonda de inyección del trazador también ofrecía la flexibilidad de movimiento transversal. Una vez comprobado este hecho, se decidió inyectar en las cuatro posiciones en las que se iban a muestrear. Es decir, cuando se proponía cuantificar el retromezclado, por ejemplo en la esquina (posición A) se colocaban en esa posición ambas sondas, la de inyección del trazador y un poco mas abajo la del muestreo. La metodología empleada para realizar la cuantificación de retromezclado del gas se explica mas extensamente en las secciones anteriores (sección 3.2.3).

Los resultados de este análisis se presentan en las tablas 4.7 y 4.8, del apéndice A. Las diferentes concentraciones encontradas en cada posición y a cada altura fueron expresadas en base a la concentración del trazador al ser inyectado como se define en la ecuación A1 en el apéndice A.

El primer tratamiento que se les dio a los datos anteriores fue el de verificar la distribución del retromezclado a cada altura relativa, no obstante, se puede comprobar que este parámetro fue muy inconstante en cuanto a su detección, es decir se podía encontrar a una altura determinada y una medida mas abajo ya no; ésta es la razón principal de porque existen apartados que tienen el valor de cero.

Tomando los datos de la tabla 4.7 del apéndice A, se procedió a realizar las gráficas para la distribución del retromezclado. La figura 4.15, permite de cierta forma analizar esta propiedad, la cual es difícil de representar.

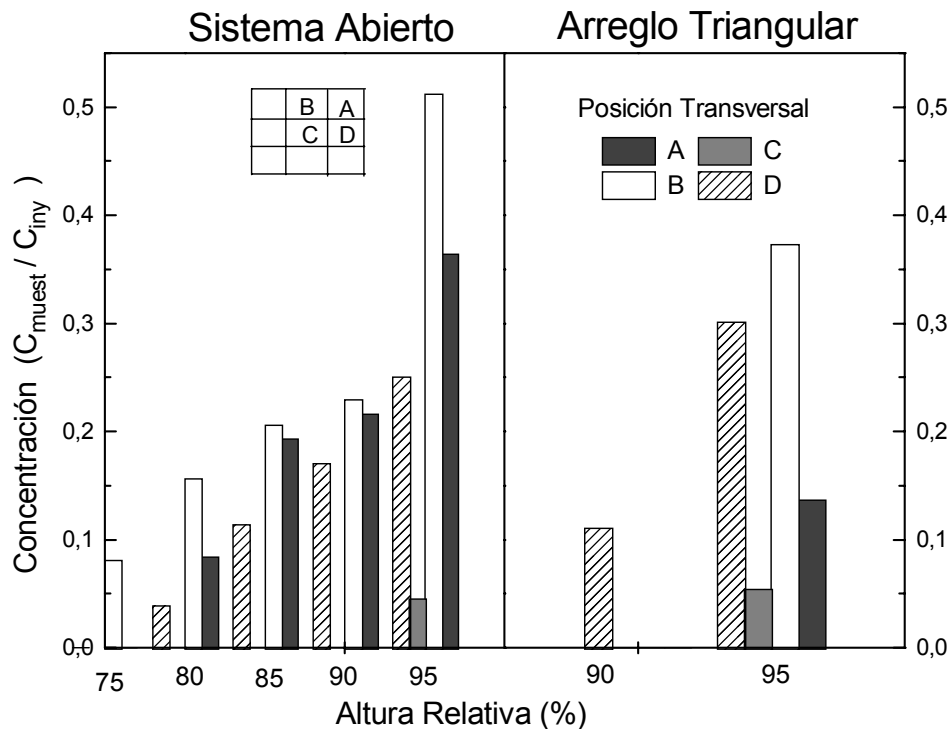


Figura 4.15 Distribución del retromezclado del gas en el lecho a $3U_{mf}$.

Ya sea en la tabla 4.7 del apéndice A ó en la gráfica anterior se puede ver que a esta velocidad no aparece el arreglo cuadrado, lo cual es debido a que bajo estas condiciones de operación dicho arreglo suprimió por completo el retromezclado del gas. Ahora bien, en el sistema sin tubos se muestra que, cerca de las paredes (posiciones A y B) fueron las regiones por donde la mayoría de los sólidos descendían principalmente y es que como se recordará de las discusiones anteriores, por allí no se encontraron burbujas que interfirieran con el patrón de movimiento de los sólidos. De la misma manera, el centro exhibió un retromezclado muy tenue en la parte mas alta del lecho y después desapareció por completo a profundidades mayores.

Por otra parte, aun cuando es difícil hablar de retromezclado del gas cuando la profundidad a la que se localizó el trazador es tan pequeña, resulta ser que el arreglo triangular continua con la misma tendencia que el sistema sin tubos, en éste sistema también se encontró que las zonas en donde predomina el retromezclado (y por ende el movimiento descendente de los sólidos), es cerca de las paredes del lecho.

Antes de continuar con la discusión de los próximos resultados debe quedar bien claro que, sino se presentó retromezclado con el arreglo cuadrado a esta velocidad no es porque no existiera movimiento de los sólidos, sino mas bien porque éste fue tan ligero que probablemente solo provocó un sensible descenso del trazador, resultando ser tan ligero que el detector de conductividades no logró reportar un cambio significativo en la señal de respuesta.

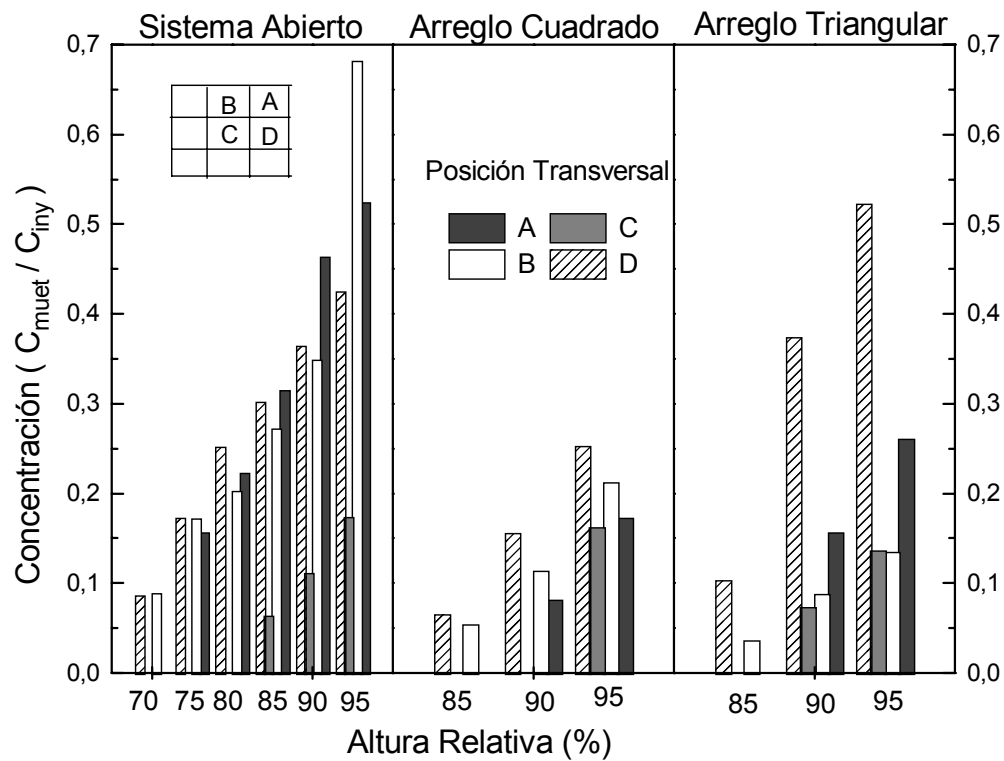


Figura 4.16 Distribución del retromezclado del gas en el lecho a $4.5U_{mf}$

Como puede deducirse de las figuras 4.15 y 4.16, al incrementar la velocidad del flujo el retromezclado aumenta en profundidad y concentración, incluso el mismo centro se ve ahora afectado aunque no con la misma intensidad que otras zonas. Es bastante claro que los sólidos descienden preferentemente por las paredes y las esquinas en los sistemas abiertos; este fenómeno además de contribuir al retromezclado también favorece el intercambio de calor con las paredes cuando se lleva a cabo una reacción exotérmica.

A esta velocidad ya se incluye el retromezclado con el arreglo cuadrado, es evidente además que la distribución de respuesta en las dos geometrías es diferente, esta situación seguramente es originada por la separación horizontal de los tubos, la cual da como resultado una mayor libertad de movimiento a los sólidos con el arreglo triangular. Esta libertad de movimiento es aprovechada por los sólidos de mejor manera por las paredes. Finalmente, con base en estas gráficas se puede concluir que el movimiento natural de los sólidos no fue afectado, ya que aun con la presencia de las geometrías el retromezclado se mostró invariablemente por las paredes. Aun que la profundidad a la cual fue detectada esta propiedad se redujo con ambos arreglos, el triangular fue mas flexible en su comportamiento lo que no se recomienda en la industria. Una vez analizada la distribución del retromezclado, se procedió a cuantificar los cambios del parámetro con la altura relativa, para esto nuevamente se calcularon los promedios transversales. La respuesta ofrecida por el sistema con una velocidad de $3U_{mf}$ puede verse en la figura 4.17.

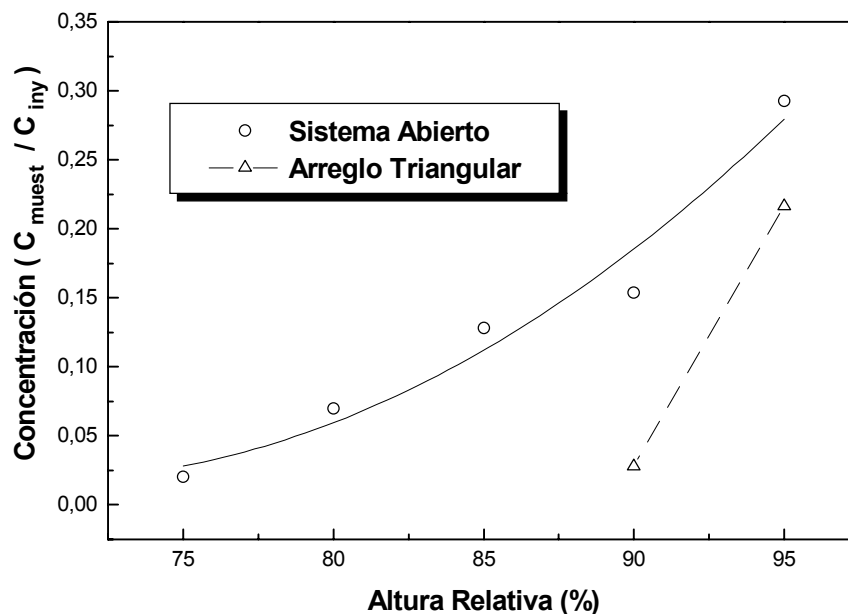


Figura 4.17 Cambio del Retromezclado del gas con la altura con $3U_{mf}$

En esta gráfica se puede observar la influencia que el retromezclado tiene sobre el sistema fluidizado. La concentración del trazador encontrada en el sistema

abierto fue importante ya que es de cerca del 30% la del trazador, lo que significa que una buena parte del gas que llega a la superficie es regresado hacia la columna de partículas, este fenómeno no es conveniente cuando se llevan a cabo reacciones químicas consecutivas ya que permite que una buena parte del gas que ya reacciona, reingrese al sistema para seguir haciéndolo. Por otro lado, la profundidad hasta donde fue detectado el trazador cubre cerca de un cuarto de la altura total del lecho, con lo que el tiempo de residencia del gas dentro del lecho aumenta aproximadamente en la misma proporción. Esto significa que parte del gas que no reaccionó por viajar en las burbujas, tiene una nueva oportunidad de hacerlo.

Uno de los modelos propuesto originalmente en el proyecto es el de Peter⁽¹⁴⁾, éste permite calcular los cambios en la concentración debidos al retromezclado del gas, sin embargo esta característica solo se obtiene cuando se simulan reacciones química; ahora bien debido a que en el presente proyecto no se realizó reacción química alguna, es difícil hacer la comparación directa entre los resultados experimentales y los calculados. No obstante, gracias a que el modelo proporciona los cambios de velocidad en la fase densa, se pueden comparar los datos experimentales de la profundidad del retromezclado en lechos sin tubos, con los valores generados por el modelo.

Para poder estimar la profundidad del retromezclado del gas con la ayuda del modelo de Peters, es necesario graficar los valores calculados para la velocidad de la fase emulsión (U_{3s}); en este proceso las ecuaciones empleadas resuelven el balance de materia en todo el sistema (como se explica en la sección 2.3), llegando en cierto momento a ocasionar que la velocidad de esta fase sea negativa. Lo anterior significa que los sólidos se mueven en sentido contrario a como lo venían haciendo en los compartimentos anteriores. Finalmente, el valor estimado para la profundidad del retromezclado se toma desde aquella altura a la cual el valor de este parámetro es cero; como un ejemplo de lo anterior se elaboró la figura 4.18 en la cual se muestran las curvas de la velocidad en la fase emulsión con la altura del lecho. Los resultados de las

simulaciones se resumen en las tablas B5 y B6 del apéndice B, ahí también se incluyen los valores del diámetro de las burbujas.

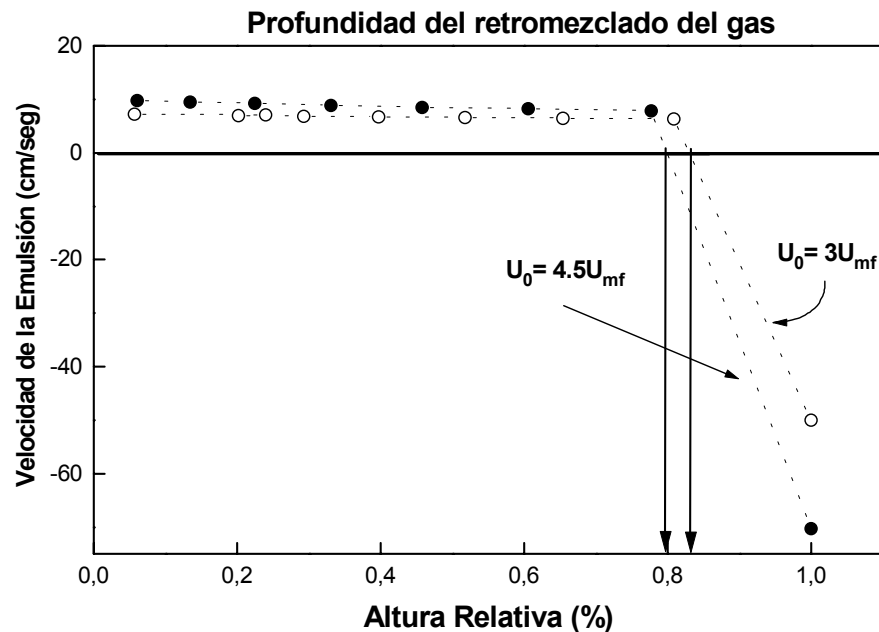


Figura 4.18 Cambios de la velocidad en la fase emulsión con la altura

Una vez realizadas las simulaciones del modelo con los parámetros del sistema experimentales (los cuales se muestran en la tabla B2), se logró ver que con una velocidad de flujo de $3U_{mf}$, se propone que la profundidad del trazador llegaría hasta el 83.28% de la altura relativa del lecho; el valor capturado experimentalmente reporta que la profundidad es de alrededor del 75%. Por otro lado, con la velocidad mas alta ($4.5U_{mf}$), se cálculo un valor del 79.58% mientras que el dato experimentalmente observado fue de cerca del 70%. No cabe duda que, aun cuando la exactitud del modelo no es muy buena su predicción es aceptable, sobre todo si se toma en cuenta la gran dificultad que muestra el comportamiento de los lechos fluidizados.

Observe que con la velocidad de flujo de $3U_{mf}$ en la figura 4.17, el retromezclado estuvo bien controlado con la ayuda del arreglo triangular, ya que además de no presentar una concentración muy elevada ésta se desploma de manera

considerable al aumentar la profundidad del lecho. Los datos analizados permiten corroborar como esta geometría logró controlar bastante bien las características del burbujeo, lo que esta directamente involucrado en la estimación del retromezclado.

Por otro lado, se procedió a incrementar la velocidad de flujo para analizar los cambios de comportamiento del retromezclado bajo nuevas condiciones de operación, ajustando ahora la velocidad de flujo a $4.5U_{mf}$.

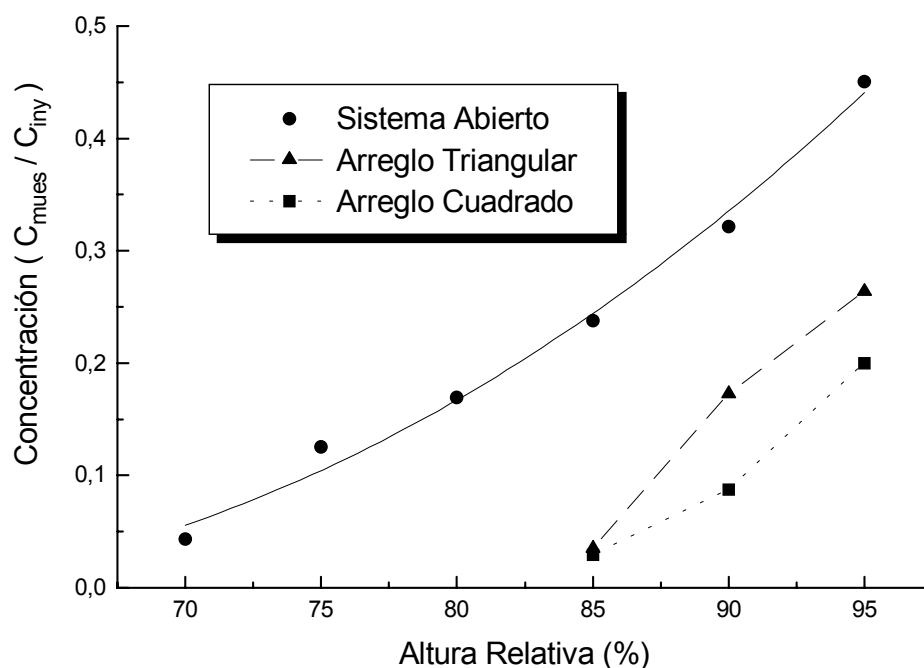


Figura 4.19 Cambio del Retromezclado del gas con la altura a $4.5U_{mf}$.

Aun cuando no se presentó un cambio muy drástico, el sistema abierto continuó con el incremento del retromezclado tanto en concentración como en profundidad, lo cual sugiere que las propiedades de éste parámetro cambian conforme se modifica la velocidad, haciéndose cada vez mas importante. En estas circunstancias, el arreglo triangular es el que mayor grado de retromezclado presenta, probablemente la separación de los tubos permitió que los sólidos se movieran con mayor facilidad que en el arreglo cuadrado.

Resulta interesante observar como, ambos arreglos controlaron de igual forma la profundidad del retromezclado, ofreciendo la única diferencia en la parte superior del lecho donde la concentración del trazador varía notablemente. Así conforme se incrementa la altura relativa, la diferencia entre ambas geometrías va siendo cada vez mas importante. Esta es una situación critica si se toma en cuenta que una buena parte de los reactores químicos en la industria emplean intercambiadores de calor preferentemente con la geometría triangular.

Antes de finalizar con el análisis del retromezclado se elaboró la gráfica en donde se muestran los perfiles anteriormente analizados (figuras 4.17 y 4.19), esto con el objetivo de presentar la actividad del retromezclado con los cambios de velocidad. Dicha observación se muestra en la siguiente figura.

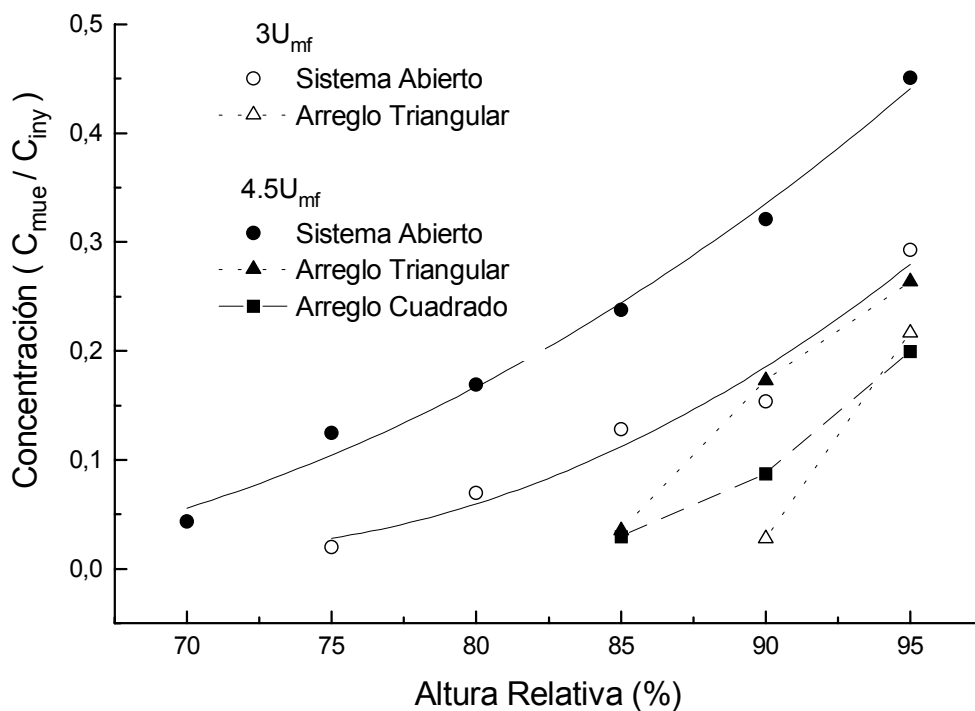


Figura 4.20 Cambios del retromezclado con la velocidad.

Cuando se hizo el cambio de velocidad, el sistema mas afectado fue el que no tenía tubos, debido principalmente a que las burbujas crecieron sin restricción

alguna y lógicamente los sólidos no tenían obstáculos que librar en su movimiento natural. Por otra parte, el rango de acción ofrecido por el retromezclado con las geometrías fue del $\pm 66.7\%$ a las velocidades de flujo aquí analizadas. Se puede verificar que el retromezclado es un parámetro que está fuertemente influenciado por los cambios en la velocidad superficial del gas. Peor aun, el arreglo triangular se afectó más enérgicamente, posiblemente debido a que ofrecía una mayor área de penetración y movimiento de los sólidos entre los tubos.

4.4. Referencias bibliográficas.

- 1.- Nguyen, H.V., Potter, O., Dent D. y Whitehead, A.B., Chem. Eng. Sci., **34** p.1163 (1979)
- 2.- Xavier, M.A., Lewis, D.A. y Davidson, J.F., Trans. Instn. Chem. Engng. **56** p.274 (1978).
- 3.- Stewart, P.S.B. y Davidson, J.F., Powder Technol, **1** p.61 (1967).
- 4.- Almstedt, A.E., Chem. Eng. Sci., **42** p.581 (1987).
- 5.- Fitzgerald, T.J., Cold modeling of fluidized bed combustors **EPRI** Reporte CS-1476, RP315-1.
- 6.- Johnsson, F., Andersson, S. y Leckner. B., Powder Technol. **68** p.117 (1990).
- 7.- Geldart, D., Powder Technol., **1** p. 355 (1967).
- 8.- Peters, H. P., Fan, L.S. y Sweeney, T.L., Chem. Engng. Sci. **37** p.553 (1982).
- 9.- Davidson, J.F., y Harrison, D., *Fluidized Particles* , Cambridge University Press, New York (1963).
- 10.- Reuter, H., Chem. Engng. Prog. Symp. Ser., **62** p.92 (1966).
- 11.- Kunii D. y Levenspiel O., *Fluidization Engineering*, p.129 Wiley, New York (1991).
- 12.- Gilliland, E.R. y Mason E.A., Ind. Engng. Chem. **41** p. 1191 (1949).
- 13.- Fryer, C. y Potter, O.E., Ind. Eng. Chem. Fund., **11** p. 338 (1972).
- 14.- Peters, H. P., Fan, L.S. y Sweeney, T.L., Chem. Engng. Sci. **37** p.553 (1982).
- 15.- Kunii D. y Levenspiel O., *Fluidization Engineering*, p.129 Krieger, Melbourne (1978).
- 16.- Botterill, J.S.M., George, J.S. y Bestford, H., Chem. Eng. Prog. Symp. Ser., **62 (62)** p.7 (1966).
- 17.- Hiraki, I., y Arai, F., Kagaku Kogaku, **29**, p.846 (1965).
- 18.- Toei, R., y Yoshida, K., Kagaku Kogaku, **29**, p.851 (1965).

Conclusiones

A pesar de que se han realizado numerosos estudios para tratar de comprender la hidrodinámica de los lechos fluidizados, es admirable que existan pocos reportes que tomen en cuenta la presencia de un banco de tubos en la columna de partículas. En este campo, la importancia del tipo de geometría es decisiva ya que de ésta depende el desarrollo de posibles anomalías que bien podrían ser evitadas.

El trabajo realizado sobre un lecho con y sin tubos, permite avanzar en el conocimiento de los fenómenos hidrodinámicos originados por los diferentes arreglos.

Para empezar se analizó una de las propiedades de mayor importancia dentro del campo de la fluidización; dicho parámetro fue la expansión máxima del lecho de partículas. Usando un método sencillo de muestreo, se pudo encontrar que para todos los casos la máxima expansión se localizó en el centro del reactor, sin embargo, este mecanismo fue mas acentuado por el banco de tubos. Esta actividad se puede relacionar con las características de las burbujas como su diámetro y trayectoria de salida. El arreglo cuadrado presentó una expansión fundamentalmente por el centro, arrojando a los sólidos a gran velocidad y enorme altura dentro de la fase diluida. Se propone que el diámetro de las burbujas fue tan grande como la separación entre los tubos, lo que hizo que el sistema se comportara como flujo pistón (slugging).

En base a las fluctuaciones de presión, quedo demostrado de manera inequívoca que las características de las burbujas son modificadas por el banco de tubos. Así por ejemplo se favoreció la coalescencia de éstas, además distinguieron patrones dominantes de burbujeo, concentrando un alto número de éstas por el centro. Dichos patrones generaron que una mayor cantidad de burbujas cruzara por zonas

reducidas del lecho; también el movimiento de éstas originó una fuerza de atracción sobre las burbujas que se formaban en la parte baja del sistema, fenómeno que fue observado principalmente con el arreglo cuadrado.

Con los cambios en la presión se pudo observar que el tamaño de las burbujas sufre una disminución repentina en el diámetro. En todas las condiciones de operación, se observaron burbujas más grandes por las paredes y aun cuando el arreglo cuadrado mostró un ligero aumento del tamaño de éstas por el centro, se pudo verificar que la distribución de los tamaños es muy similar. Al incrementar la velocidad de flujo, los sistemas con internos mostraron burbujas con un tamaño estable y una distribución regular en todas las áreas transversales del lecho, con lo que se puede afirmar que el banco de tubos controla bastante bien el tamaño de éstas.

Se pudo comprobar la enorme influencia que tiene la velocidad superficial sobre el retromezclado en sistemas sin internos. También el sistema presentó que ambas geometrías reducen significativamente el retromezclado; en un mayor grado el arreglo cuadrado, ya que la otra geometría demuestra más tolerancia hacia este fenómeno. Es probable que las diferencias generadas en estas características, hallan sido creadas por la distancia entre los tubos más que por el tipo de arreglo en la configuración de los tubos.

Recomendaciones

Con este proyecto se ha demostrado que los lechos fluidizados con internos como las geometrías tubulares, exhiben una serie de cambios en algunos fenómenos hidrodinámicos, lamentablemente las condiciones físicas del sistema no permitieron un análisis mas extenso de los parámetros hidrodinámicos aquí mostrados. Si se piensa continuar experimentando con el mismo equipo de este proyecto, sería recomendable cubrir un mayor rango de velocidades ya sea suministrando una mayor cantidad de flujo de aire o adaptando al sistema existente de tal forma que pueda continuarse el estudio de las propiedades discutidas en este trabajo.

Aun cuando el rango de distancias en el banco de tubos demostró ser eficiente, sería conveniente modificar éste de tal manera que permita el muestreo de los parámetros sin tener problemas cuando se hace la colocación de las sondas. Por lo que se refiere a las diferentes distribuciones de los tubos dentro del banco, la triangular permitió trabajar de manera mas cómoda, sin mucho arrastre de sólidos y con menor cantidad de vibraciones al operar el sistema. Por lo que se recomienda tomar en cuenta este hecho si se desea diseñar otro arreglo.

Ahora bien, aunque las sondas de cobre demostraron tener buenas propiedades de rigidez y fácil manejo; sería conveniente construir éstas de otro material, para evitar con esto las molestias de la construcción por la ductilidad del material. Además en ocasiones la longitud de dichas sondas, provocó que estas alcanzaran la parte superior del laboratorio, con lo cual resulto complicado colocar las sondas en cada posición.

La atrición es el fenómeno natural de desgaste que sufren los sólidos, los cuales originan una gran cantidad de partículas finas. Este fenómeno se hizo presente en el sistema experimental, causando molestias para trabajar con mayor comodidad. Por lo tanto se recomienda el empleo de sólidos que presenten menor desgaste.

Un problema concreto originado por el fenómeno anterior fue que los sólidos se escapaban del sistema, así es que si se va a continuar utilizando el mismo sólido, sería conveniente diseñar un ciclón interno o externo que controle la salida de las partículas del sistema.

Finalmente, debido a que se analizaron diferentes condiciones de operación, se tuvo la necesidad de vaciar varias veces el reactor, lo cual no era una situación sencilla, sobre todo cuanto se introducían sólidos entre las paredes del reactor y del banco de tubos, lo que originaba que el arreglo se resistiera a ser retirado. Una solución posible sería diseñar una salida auxiliar por un costado del recipiente, evitando con esto tener que desarmar el sistema cada vez que se modifican las condiciones de operación.

Nomenclatura

A, B, C, D	Posición transversal
A_t	Area transversal
C_{iny}	Concentración de inyección
C_{mues}	Concentración muestreada
D_e	Diámetro equivalente
D_G	Coefficiente molecular de difusión
d_p	Diámetro de partícula
D_B	Diámetro de burbuja
D_{BM}	Diámetro máximo de burbuja
D_{B0}	Diámetro inicial de burbuja
D_R	Diámetro del reactor
F_{12}	Coefficiente de transferencia burbuja-nube
F_{23}	Coefficiente de transferencia nube-emulsión
g	Aceleración de la gravedad
H o L	Altura del lecho
H_{anal}	Altura axial de muestreo
H_{max}	Altura máxima del lecho
H_o	Altura del líquido
K	Constante de permeabilidad
N	Número total de burbujas
N_b	Número de burbujas en cada compartimento
n_d	Número de oficios en el plato
p	Presión
P_{12}	Coefficiente de desgasificación burbuja-nube
P_{23}	Coefficiente de desgasificación nube-emulsión

U, U_o	Velocidad superficial del gas
U_A	Velocidad absoluta de la burbuja
U_b	Velocidad de burbuja
U_i	Velocidad superficial de la fase i
u_x	Velocidad del fluido en x
u_y	Velocidad del fluido en y
u_1	Velocidad lineal de la burbuja
V	Volumen ocupado por las burbujas
V_{in}	Volumen para cada fase
v_x	Velocidad de la emulsión en x
v_y	Velocidad de la emulsión en y
Y	Parámetro descrito en la ecuación 2.32

Símbolos griegos

α	Parámetro descrito en la ecuación 2.18
β	Fracción de la frecuencia del burbujeo
δ_i	Fracción de volumen de la fase i
ε	Fracción vacío
ε_i	Volumen de gas en la fase i

Subíndices

1	Fase burbuja
2	Fase nube
3	Fase emulsión
i	Refiere a cualquiera de las tres fases
mf	Refiere al parámetro en condiciones de fluidización mínima
n	Número de compartimentos
n_r	Número de compartimentos con retromezclado
N	Número total de compartimentos

Apéndice A.

Fracción de expansión del lecho (δ).

Los valores obtenidos en los experimentos para la expansión del lecho en cada una de las posiciones transversales son reportados a continuación. Como se recordará, los datos se capturaron sobre un periodo suficiente de tiempo para cada una de las posiciones, con el objeto de determinar valores promedio de dicha característica. Para no restarle importancia a cada posición al momento de promediarlas se tomaron en cuenta todas ellas; así por ejemplo, los valores de la posición A fueron multiplicados por cuatro ya que es el mismo número de esquinas en el sistema. Las siguientes tablas también muestra los valores calculados para la desviación y el error estándar.

Tabla 4.1 Fracción de expansión del lecho con $U_0 = 3U_{MF}$							
Posición	A	B	C	D	Promedio	Desv. est.	Error est.
Sistema Abierto	0.0816	0.1126	0.1483	0.0704	0,0934	0,0259	0,0086
Arreglo Triangular	0.0585	0.0889	0.1725	0.0867	0,0839	0,0362	0,0120
Arreglo Cuadrado	0.0734	0.0815	0.1569	0.0816	0,0862	0,0264	0,0088

Tabla 4.2 Fracción de expansión del lecho con $U_0 = 4.5U_{mf}$							
Posición	A	B	C	D	Promedio	Desv. est.	Error est.
Sistema Abierto	0.1823	0.1681	0.2045	0.2015	0,1858	0,0137	0,0045
Arreglo Triangular	0.1655	0.1565	0.1867	0.1593	0,1641	0,0093	0,0031
Arreglo Cuadrado	0.1096	0.1704	0.1963	0.1482	0,1413	0,0332	0,0110

Frecuencia de burbujeo (β).

Aun cuando no se puede asegurar que el número de señales detectadas por el transductor de presión se igual al de las burbujas presentes en el sistema, se puede sin embargo, inferir que dichas señales representan a una fracción del número total de burbujas presentes. Así, se propone que esta fracción de burbujeo (β) puede ser manejada como una medida aproximada de la cantidad total de burbujas en el lecho. Por otro lado, aun cuando este parámetro carece de unidades debido a que representa físicamente a la frecuencia con la que un evento se exhibe a través del tiempo; la mayoría de los reportes que se encuentran en la literatura, expresan los valores de este parámetro en hertz, por lo que las columnas de la derecha representan en todos los casos la conversión de los valores detectados a esta unidad.

Tabla 4.3 Frecuencia de burbujeo con $U_0 = 3U_{mf}$								
Sistema a Lecho Abierto								
Altura Relativa (%)	A (Hz)		B (Hz)		C (Hz)		D (Hz)	
30	187.67	9.163	171.67	8.382	158.0	7.715	207.67	10.140
50	98.34	4.801	147.67	7.210	136.0	6.640	136.0	6.640
70	66.67	3.255	69.67	3.401	69.34	3.386	66.67	3.255
90	2.34	0.114	6.67	0.325	7.34	0.358	5.34	0.260
Sistema con el Arreglo Triangular								
30	35.34	1.726	37.0	1.806	130.0	6.347	123.67	6.038
50	55.34	2.702	42.0	2.050	150.34	7.340	52.34	2.555
70	68.67	3.353	62.0	3.027	120.34	5.876	44.34	2.165
90	10.67	0.520	10.34	0.505	7.67	0.374	10.34	0.505
Sistema con el Arreglo Cuadrado								
30	13.67	0.667	25.0	0.220	146.34	7.145	34.0	1.660
50	29.0	1.416	41.67	2.035	228.67	11.16	58.67	2.865
70	43.34	2.116	32.0	1.563	218.67	10.677	49.0	2.392
90	6.5	0.317	7.0	0.342	47.0	2.295	6.5	0.317

Tabla 4.4 Frecuencia de burbujeo con $U_0=4.5 U_{mf}$								
Sistema a Lecho Abierto								
Altura Relativa (%)	A (Hz)		B (Hz)		C (Hz)		D (Hz)	
30	112.67	5.501	151.4	7.393	175.67	8.577	104.0	5.078
50	59.67	2.913	75.0	3.662	126.0	6.152	45.67	2.223
70	13.0	0.634	14.67	0.716	18.34	0.855	22.0	1.074
90	4.0	0.195	5.67	0.277	3.67	0.179	5.5	0.268
Sistema con el Arreglo Triangular								
30	86.67	4.231	114.34	5.583	183.34	8.952	61.67	3.011
50	59.34	2.897	42.67	2.083	141.0	6.884	40.0	1.953
70	70.0	3.418	19.34	0.944	64.0	3.125	52.0	2.539
90	9.0	0.439	1.5	0.073	16.0	0.781	8.67	0.423
Sistema con el Arreglo Cuadrado								
30	49.34	2.409	72.67	3.548	360.0	17.578	46.0	2.246
50	83.67	4.085	87.34	4.264	163.67	7.991	72.67	3.548
70	66.67	3.255	60.67	2.962	164.0	8.008	46.0	2.246
90	30.67	1.497	14.34	0.700	70.67	3.450	15.67	0.765

Amplitud del burbujeo.

A pesar de que la respuesta en la señal de amplitud esta influenciada por las características del sistema y de como se distribuyen las zonas de analisis; se puede sugerir que este parámetro es confiable para inferir un diámetro aproximado de las burbujas en el sistema. Las unidades de los valores aquí reportados para la amplitud del burbujeo son milivolts (mV), ya que el medidor diferencial de presión es un aparato electrónico que convierte los pulsos de presión en eléctricos. Ahora bien, se reportan cuatro cifras significativas, debido principalmente a que el transductor de presión ofrecía una exactitud reportada de hasta el 1%, además en algunos casos los valores eran tan semejantes que se optó por reportar todas las cifras.

Tabla 4.5 Amplitud del burbujeo (mV) con $U_0 = 3U_{mf}$				
Sistema a Lecho Abierto				
Altura Relativa (%)	A	B	C	D
30	0.0948	0.0940	0.0938	0.0973
50	0.0925	0.0967	0.0940	0.0943
70	0.0896	0.0912	0.0917	0.0913
90	0.1067	0.1245	0.1086	0.1134
Sistema con el Arreglo Triangular				
30	0.0923	0.0923	0.0951	0.0930
50	0.0946	0.0934	0.0955	0.0944
70	0.0916	0.0936	0.0949	0.0956
90	0.1088	0.1021	0.1034	0.1208
Sistema con el Arreglo Cuadrado				
30	0.0921	0.0909	0.0906	0.0942
50	0.0917	0.0903	0.0985	0.0921
70	0.0944	0.0888	0.0977	0.0933
90	0.0973	0.1098	0.0920	0.1133

Tabla 4.6 Amplitud del burbujeo (mV) con $U_0 = 4.5U_{mf}$				
Sistema a Lecho Abierto				
Altura Relativa (%)	A	B	C	D
30	0.0932	0.0922	0.0970	0.0909
50	0.0977	0.0925	0.0973	0.0956
70	0.1116	0.0987	0.1008	0.1038
90	0.1366	0.1186	0.1194	0.1321
Sistema con el Arreglo Triangular				
30	0.0939	0.0920	0.0963	0.0910
50	0.0919	0.0892	0.0989	0.0924
70	0.0945	0.0871	0.0997	0.0927
90	0.1117	0.0964	0.1136	0.0968
Sistema con el Arreglo Cuadrado				
30	0.0930	0.0956	0.0944	0.0939
50	0.0924	0.0920	0.0953	0.0956
70	0.0936	0.0958	0.0956	0.0922
90	0.0933	0.1001	0.0985	0.1096

Retromezclado del gas.

Las diferentes concentraciones encontradas (C_{enc}) en cada posición y a cada altura fueron expresan en base a la concentración del trazador al ser inyectado (C_{iny}). Es decir, para poder representar la concentración de trazador en las diferentes profundidades (C_{muest}) del lecho fue necesario emplear la siguiente ecuación:

$$C_{FIN} = \frac{C_{MUEST}}{C_{INY}} \quad (A1)$$

Observe en las tablas 4.7 y 4.8, como a pesar de que existe retromezclado de gas en el sistema, en ninguno de los caso analizados la concentración muestreada (C_{muest}) rebasó a la concentración inyectada (C_{iny}), esto puede ser generado por la tendencia natural del helio a dispersarse por tener menor densidad que el aire; ahora bien, si a esto se le suma la convección forzada generada por el flujo de aire al pasar por el lecho, da como resultado final que las cantidades que se muestran sean coherentes. Con esto en mente los valores obtenidos para el retromezclado del gas se expresan como una fracción de la concentración de helio al ser inyectado, las siguientes tablas presentan los valores específicos para cada posición:

Tabla 4.7 Retromezclado del gas con $U_0 = 3U_{mf}$				
Sistema a Lecho Abierto				
Altura Relativa (%)	A	B	C	D
95	0.3636	0.5115	0.0454	0.2534
90	0.2159	0.2291	0.0	0.1704
85	0.1931	0.2055	0.0	0.1136
80	0.0838	0.1564	0.0	0.0387
75	0.0	0.0808	0.0	0.0
Sistema con el Arreglo Triangular				
95	0.1363	0.373	0.0543	0.3012
90	0.0	0.0	0.0	0.1105

Tabla 4.8 Retromezclado del gas con $U_0 = 4.5U_{mf}$				
Sistema a Lecho Abierto				
Altura Relativa (%)	A	B	C	D
95	0.5234	0.6814	0.1732	0.4245
90	0.4632	0.3480	0.1104	0.3642
85	0.3143	0.2713	0.0632	0.3015
80	0.2225	0.2020	0.0000	0.2517
75	0.1563	0.1715	0.0000	0.1725
70	0.0000	0.0883	0.0000	0.0854
Sistema con el Arreglo Triangular				
95	0.2603	0.1345	0.1359	0.5225
90	0.1562	0.0872	0.0725	0.3731
85	0.0000	0.0357	0.0000	0.1035
Sistema con el Arreglo Cuadrado				
95	0.1725	0.2121	0.1617	0.2525
90	0.0812	0.1131	0.0000	0.1551
85	0.0000	0.0532	0.0000	0.0655

Apéndice B.

Resultados de la simulación del modelo de Davidson.

Debido a que el modelo de Davidson y Harrison no es muy complicado, la secuencia para solucionarlo es sencilla. Como primer paso se debe calcular la velocidad de la burbuja, lo cual se hace con la ayuda de la ecuación 2.1:

$$U_b = 0.711\sqrt{gD_b} \quad (2.1)$$

Sin embargo, para poder realizar los cálculos con la ecuación anterior se debe tener el diámetro de la burbuja (D_b), ahora bien debido a que este modelo no propone ecuación alguna para realizar la estimación de este parámetro, fue necesario emplear una de las correlaciones propuestas en la literatura. Así, para no tener inconsistencias con los resultados obtenidos por el otro modelo se sugirió emplear la misma ecuación, que en este caso es la propuesta por Mori y Wen, es decir:

$$\frac{D_{BM} - D_B}{D_{BM} - D_{B0}} = \exp(-0.3h / D_R) \quad (2.19)$$

Esta ecuación se utiliza de la misma manera en ambos modelos, con todas las restricciones correspondientes.

Una vez obtenidos los diámetros y las velocidades de las burbujas se procedió a calcular la fracción de expansión del lecho (δ), lo cual se hizo empleando la ecuación 2.7.

$$\frac{U - U_{mf}}{0.711\sqrt{gD_b}} = \frac{H - H_{mf}}{H_{mf}} \quad (2.7)$$

Los resultados de este proceso se muestran en la tabla B1, en la cual se incluyen los valores del diámetro (D_B) y la velocidad de la burbuja (U_B) además de los datos de la fracción de expansión del lecho (δ).

Tabla B1 Resultados de la simulación del modelo de Davidson			
$U_0 - U_{mf}$ (cm/seg)	D_B (cm)	U_B (cm/seg)	δ
1	2.072	4.614	0.5607
2	2.440	5.433	0.1038
3	2.867	6.368	0.1416
4	3.328	7.420	0.1726
5	3.847	8.575	0.1976
6	4.417	9.834	0.2150

Parámetros y resultados de la simulación del modelo de Peters.

Debido a que el diámetro de la burbuja es función de la altura desde el distribuidor y ésta a su vez al centro de la burbuja, la correlación utilizada en este caso emplea un procedimiento iterativo para calcular la altura desde el distribuidor al centro de cada burbuja. Cada nuevo cálculo del diámetro toma como punto de partida el valor del compartimento anterior. La secuencia computacional empleada para evaluar todos los parámetros hidrodinámicos se muestra en la tabla B3, mientras que los valores utilizados para llevar a cabo la simulación se muestran a continuación:

Tabla B2 Parámetros empleados en la simulación del modelo de Peters et al.	
U_{mf}	2.99 cm/seg
L_{mf}	45.5 cm
ε_{mf}	0.43
D_G	1 cm ² / seg
D_R	30 cm
N_d	39

Tabla B3 Secuencia para resolver el modelo de Peters		
Secuencia	Número de ecuación	Parámetro calculado
1	2.19	D_B
2	2.16	U_1
3	2.17	δ_2/δ_1
4	2.24 y 2.26	ε
5	2.23	N_b
6	2.28, 2.29, 2.30	V_{1N} , V_{2N} y V_{3N}
7	2.27	δ_i
8	2.14	U_{1s}
9	2.13	U_{2s}
10	2.15	U_{3s}
11	2.33 y 2.34	F_{12} , F_{23}
12	2.35 y 2.36	P_{12} , P_{23}

Antes de iniciar con la descripción de los resultados se debe recordar que este modelo proporciona los datos de la profundidad del retromezclado (además de algunos de los parámetros calculados por el otro modelo), esto en base a la velocidad de la fase emulsión (U_{3s}). Una vez resueltas las ecuaciones del modelo se obtuvieron los valores de los parámetros hidrodinámicos del sistema. Por simplicidad a continuación solo se muestran los del diámetro y velocidad de las burbujas con los cambios de velocidad superficial; además la siguiente tabla, también se muestran los valores calculados para la fracción de expansión del lecho. Todos estos resultados se analizan en la tabla B4.

Tabla B4 Resultados de la fracción de expansión a partir del modelo de Peters			
$U_0 - U_{mf}$ (cm/seg)	D_B (cm)	U_B (cm/seg)	δ
1	2.44	34.805	0.0169
2	2.86	37.665	0.0312
3	3.32	40.634	0.0441
4	3.84	43.681	0.0575
5	4.41	46.799	0.0698
6	5.03	49.956	0.0827
8.97	5.69	53.133	0.1176
13.45	6.39	56.378	0.1655
15.00	7.86	62.445	0.1801

Una forma de expresar los resultados para la profundidad del retromezclado es analizando el parámetro en base a la altura del lecho; los valores del cambio en la velocidad de la emulsión con la altura se muestran en las tablas B5 y B6.

Tabla B5 Retromezclado con $U_0=3U_{mf}$.		
Altura Relativa (%)	Diámetro de Burbuja (cm)	Velocidad de la Emulsión (cm/seg)
0.057	2.26	7.204
0.124	2.69	7.085
0.201	3.19	6.949
0.292	3.75	6.814
0.397	4.38	6.674
0.517	5.07	6.530
0.653	5.82	6.385
0.808	6.62	6.239
1.000	8.34	-49.995

Tabla B6 Retromezclado con $U_0=4.5U_{mf}$.		
Altura Relativa (%)	Diámetro de Burbuja (cm)	Velocidad de la Emulsión (cm/seg)
0.060	2.82	9.767
0.134	3.49	9.476
0.224	4.27	9.156
0.331	5.17	8.827
0.457	6.25	8.487
0.606	7.33	8.141
0.777	8.56	7.793
1.000	11.22	-70.293