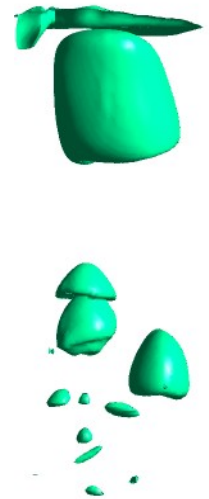


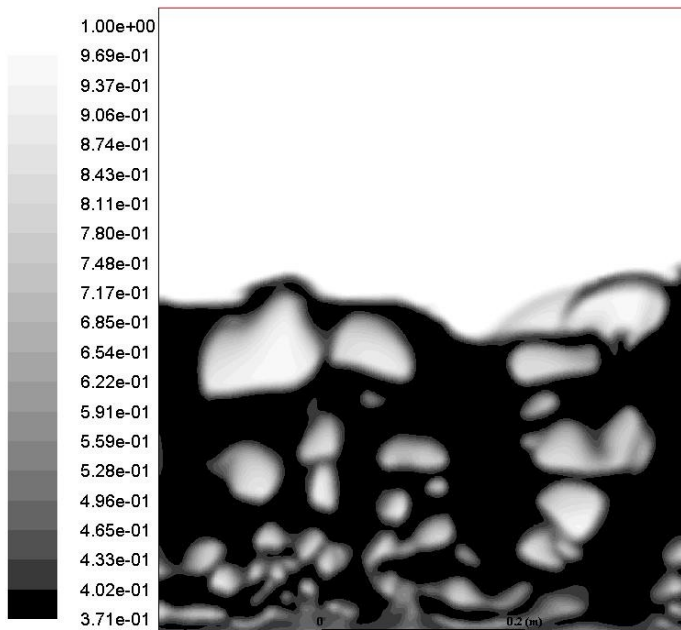


Estudio experimental y simulación por CFD de contactores fluidizados gas - sólido en régimen burbujeante

Trabajo Final Ingeniería Química
Rodrigo A. Torres Sciancalepore



2019



RESUMEN

Los sistemas fluidizados gas-sólido son de gran interés en la industria química, siendo la fluidodinámica del lecho el aspecto fundamental que condiciona su funcionamiento como contactor o reactor químico. En particular, se destacan los lechos fluidizados burbujeantes en los que la mayoría de sus propiedades se encuentran fuertemente ligadas a la fase burbuja. El objetivo de este trabajo es validar una metodología de estudio de la fase burbuja mediante la aplicación de fluidodinámica computacional (CFD). Se llevaron a cabo mediciones experimentales en un lecho cilíndrico para el trazado de la curva de fluidización, así como también estudios específicos de la fase burbuja en un lecho rectangular 2D de acrílico que fue fotografiado con una cámara de alta velocidad durante los ensayos. Los resultados obtenidos mediante CFD, fueron contrastados con los valores experimentales y con correlaciones obtenidas de la bibliografía. El trabajo fue realizado en el Instituto PROBIEN (Instituto de Investigación y Desarrollo en Ingeniería de Procesos, Biotecnología y Energías Alternativas) (CONICET-UNCo).

Palabras clave: LECHO FLUIDIZADO, FASE BURBUJA, CFD, GELDART B

ABSTRACT

Gas-solid fluidized systems are of great interest in the chemical industry, being the fluid dynamics the fundamental aspect that conditions its operation as a contactor or chemical reactor. Particularly, bubbling fluidized beds properties are strongly bound to the bubble phase. The main objective of this study is to validate a methodology for the analysis of the bubble phase behavior by CFD. To this aim, experimental studies were carried out for the construction of the fluidization curve, performed in a cylindrical bed. In addition experimental studies of the bubble phase were conducted in a rectangular acrylic 2D bed, which was photographed by means of a high-speed camera during tests. The results obtained by CFD, like the correlations obtained from the bibliography, were contrasted with the experimental results. These studies were carried out at the PROBIEN Institute (Institute for Research and Development in Process Engineering, Biotechnology and Alternative Energies) (CONICET - UNCo).

Key words: FLUIDIZED BED, BUBBLE PHASE, CFD, GELDART B

ÍNDICE

1. Introducción	
1.1. Introducción General	1.1
1.2. Objetivo General	1.3
1.3. Objetivos Específicos	1.4
1.4. Descripción de los contenidos del trabajo	1.4
2. Sistemas Fluidizados	
2.1. Introducción	2.1
2.2. Fluidización	2.1
2.3. Aplicaciones de los lechos fluidizados	2.3
2.3.1. Operaciones físicas	2.3
2.3.2. Procesos químicos	2.3
2.4. Ventajas del uso de lechos fluidizados	2.4
2.5. Características de los lechos fluidizados por gas	2.5
2.5.1. Velocidades lineales y velocidades superficiales de gas y sólidos	2.5
2.5.1.1. Velocidad de mínima fluidización	2.6
2.5.2. Diagrama de caída de presión en función de la velocidad superficial del gas fluidizante	2.6
2.5.3. Lechos con distribución de tamaño de partícula	2.8
2.5.4. Componentes de un lecho fluidizado	2.9
2.5.5. Expansión del lecho	2.9
2.5.6. Determinación de la velocidad de mínima fluidización	2.10
2.6. Clasificación de Geldart	2.13
2.7. Regímenes de fluidización	2.15
2.7.1. Cartas de fluidización	2.16
2.8. Fluidización particulada y fluidización agregativa	2.19

3. Fluidización en régimen de burbujeo	
3.1. Aspectos generales de los lechos burbujeantes	3.1
3.2. Teoría de las dos fases	3.3
3.3. La fase burbuja	3.5
3.3.1. Descripción de la burbuja y sus zonas	3.5
3.3.2. El modelo de burbuja de Davidson	3.8
3.3.3. Diámetro de burbuja	3.11
3.3.3.1. Correlación de Darton (1977)	3.12
3.3.3.2. Correlación de Werther (1978)	3.12
3.3.3.3. Correlación de Agarwal (1985)	3.13
3.3.3.4. Correlación de Cai y colab. (1994)	3.13
3.3.4. Correlaciones para la velocidad de las burbujas	3.13
3.3.4.1. Werther (1978)	3.14
3.3.4.2. Hilligardt y Werther (1986)	3.14
3.3.4.3. Kunii-Levenspiel (1991)	3.14
4. Fluidodinámica Computacional (CFD)	
4.1. Generalidades	4.1
4.2. Aplicaciones de la CFD	4.2
4.3. Ecuaciones de conservación	4.2
4.3.1. Conservación de materia	4.2
4.3.2. Conservación de la cantidad de movimiento	4.3
4.3.3. Conservación de energía	4.4
4.4. Discretización de las ecuaciones de transporte	4.4
4.5. Procedimiento de resolución por medio del software	4.6
4.5.1. Pre-procesamiento	4.6
4.5.2. Resolución	4.9
4.5.3. Pos-procesamiento	4.9

5. Estudio experimental del sistema fluidizado	
5.1. Caracterización de la arena	5.1
5.1.1. Determinación del diámetro de partícula	5.1
5.1.2. Mediciones de densidad	5.2
5.1.3. Composición mineralógica de la arena	5.3
5.1.4. Esfericidad y redondez de las partículas de arena	5.4
5.2. Curva de fluidización experimental	5.5
5.3. Análisis y caracterización de la fase burbuja	5.7
6. Simulación del sistema fluidizado por CFD	
6.1. Curva de fluidización	6.1
6.1.1. Mallado del lecho a simular	6.1
6.1.2. Simulación del lecho fijo	6.4
6.1.2.1. Modelo del medio poroso	6.4
6.1.2.2. Mallas y parámetros de simulación del lecho fijo	6.7
6.1.3. Simulación del lecho fluidizado	6.9
6.1.3.1. Elección del modelo multifase	6.9
6.1.3.2. Modelos basados en el enfoque Euler-Euler	6.11
6.1.3.3. Modelo de arrastre	6.13
6.1.3.4. Parámetros de simulación del lecho fluidizado	6.14
6.2. Análisis y caracterización de la fase burbuja	6.17
6.2.1. Simulación de lecho bidimensional	6.18
6.2.2. Simulación de lecho cilíndrico	6.19
7. Tratamiento de imágenes y pos-procesamiento	
7.1. Tratamiento de imágenes	7.1
7.1.1. Tratamiento de imágenes bidimensionales	7.1
7.1.1.1. Lecho bidimensional experimental	7.1
7.1.1.2. Lecho bidimensional simulado por CFD	7.4
7.1.2. Tratamiento de imágenes del lecho cilíndrico simulado	7.6

7.2. Determinación de diámetro de las burbujas	7.7
7.2.1. Diámetro de burbujas en el lecho cilíndrico simulado	7.7
7.2.2. Diámetro de burbujas en el lecho bidimensional experimental y simulado	7.8
7.3. Determinación de velocidad de burbujas	7.8
8. Resultados	
8.1. Curva de fluidización	8.1
8.2. Caracterización de las burbujas	8.3
8.2.1. Diámetro de burbuja	8.3
8.2.2. Velocidad de las burbujas	8.7
9. Conclusiones	
A. Nomenclatura	
B. Bibliografía	

CAPÍTULO I

INTRODUCCIÓN

1.1 – INTRODUCCIÓN GENERAL

Los lechos fluidizados gas-sólido son ampliamente utilizados en las industrias de procesos como consecuencia de las numerosas ventajas que presentan, entre las que se destacan la posibilidad de contar con una uniformidad de temperatura desde el punto de vista macroscópico en todo el equipo y fundamentalmente con una alta velocidad de transferencia de calor y materia (Kunii y Levenspiel, 1991).

En particular los lechos fluidizados burbujeantes son de gran interés en procesos tanto químicos como físicos. El modelado y control de las propiedades de estos lechos requiere un gran entendimiento de sus características fluidodinámicas y la mayoría de las propiedades de estos lechos se encuentran fuertemente ligadas a la fase burbuja (Yang, 2003).

Para el análisis del régimen de fluidización, resulta de particular utilidad la clasificación de Geldart (1973) que permite agrupar a las partículas sólidas, según su comportamiento en los sistemas fluidizados, a partir de su diámetro promedio, su densidad y la del agente fluidizante (gas).

En este trabajo se estudia el comportamiento fluidodinámico de un lecho fluidizado aire-arena, correspondiente a la clasificación B de Geldart, por vía experimental y mediante la aplicación de la técnica de fluidodinámica computacional (CFD) poniendo el acento en la caracterización de la fase burbuja.

Existen numerosas contribuciones que han estudiado la dinámica de lechos fluidizados, aportando información sobre aspectos puntuales que caracterizan el régimen de burbujeo. En este sentido es necesario citar, en primer lugar, el trabajo de Davidson (1963) y el modelo de burbuja formulado por el autor, quien encontró que la velocidad de ascenso de la burbuja y el espesor y características de la nube pueden relacionarse con el tamaño de la burbuja.

El ascenso de las burbujas produce a su vez, un movimiento también ascendente, que genera un efecto de arrastre sobre las partículas ubicadas en la sección de su paso, mientras que una corriente descendente de sólidos alejada de la posición de la burbuja compensará ese movimiento. Las partículas que originalmente se ubicaban en una posición determinada conformarán una región que se conoce como *huella de la burbuja*.

En los lechos reales, las burbujas interactúan notablemente entre sí, con las paredes del recipiente y con los elementos sumergidos (Yang, 2003), lo cual dificulta analizar y correlacionar datos experimentales de sus propiedades medias. Existe, en consecuencia, mucho menor grado de conocimiento que en el caso de una burbuja aislada (Rowe, 1971). Evidentemente, el diámetro resultante de las burbujas será consecuencia de la competencia de varios factores, incluyendo los fenómenos de coalescencia y partición. Una importante revisión acerca del comportamiento de la fluidización agregativa ha sido presentada por Clift y Race (1985).

Se han llevado a cabo distintos estudios experimentales para estudiar la fase burbuja. Entre ellos se incluyen técnicas intrusivas, como el uso de fibras ópticas, que consiste en colocar una serie de sondas en puntos específicos del lecho y luego analizar los datos obtenidos mediante el método de la Máxima Entropía (Sobrino y colab., 2009) o mediante un algoritmo de asociación de burbujas basado en técnicas de regresión (Rüdisuli y colab., 2012). Existen también técnicas no intrusivas para el estudio de la fase burbuja, como las imágenes digitales obtenidas a partir del análisis de un sistema burbujeante en un lecho bidimensional construido en acrílico (Busciglio y colab., 2008), imágenes obtenidas mediante fluoroscopia de rayos X (Hulme y Kantzas, 2004) o mediante tomografía de capacitancia eléctrica (Li y colab., 2018).

Karimipour y colab. (2011) realizaron una evaluación de numerosas correlaciones de predicción de propiedades de la fase burbuja. Los autores evaluaron los resultados arrojados por las correlaciones y las contrastaron con datos experimentales disponibles en la literatura, para partículas A y B en la clasificación Geldart.

La fluidodinámica computacional (CFD) constituye una herramienta adecuada para explorar la compleja fluidodinámica de los lechos fluidizados gas-sólido. En general, es posible simular un lecho fluidizado por CFD, aplicando el modelo *Euleriano-Euleriano* que considera la existencia de dos o más medios continuos y completamente interpenetrantes.

Como antecedentes en simulación por CFD de lechos fluidizados es posible citar los trabajos de [Taghipour y colab. \(2005\)](#), [Reuge y colab. \(2008\)](#) y [Hosseini y colab. \(2010\)](#) quienes aplicando el enfoque Euleriano-Euleriano obtuvieron y reportaron buena concordancia entre los datos experimentales y los resultados de las simulaciones realizadas, referidos a comportamiento fluidodinámico macroscópico de los sistemas estudiados, sin incluir la caracterización de la fase burbuja.

[Acosta-Iborra y colab. \(2011\)](#) llevaron a cabo el estudio de la fase burbuja, en el plano experimental y mediante enfoque 3D en CFD, de un lecho fluidizado con geometría cilíndrica y partículas Geldart B fluidizadas con aire. [Busciglio y colab. \(2009\)](#) complementaron el análisis realizado previamente experimentalmente con un estudio del mismo lecho mediante CFD utilizando el software comercial ANSYS-CFX y la técnica de análisis digital de imágenes (DIAT). Estudios similares fueron llevados a cabo por [Lu y colab. \(2015\)](#), en los cuales realizaron la simulación numérica de un lecho 2D utilizando el Método de Elementos Discretos (DEM).

A pesar del contexto previamente descripto para la fase burbuja, restan aun numerosos aspectos por investigar teniendo en cuenta que su comportamiento es altamente dependiente del tipo de sólido y régimen de operación.

En este marco, la realización de estudios experimentales y simulaciones rigurosas de la fase burbuja, permitirá incrementar el conocimiento sobre el comportamiento de esta fase y validar una metodología de estudio basada en la aplicación de la técnica de fluidodinámica computacional.

1.2 – OBJETIVO GENERAL

El objetivo general de este trabajo comprende el estudio de la fluidodinámica del par arena-aire operando en régimen de burbujeo por vía experimental y mediante la aplicación de fluidodinámica computacional (CFD), con énfasis en la caracterización de la fase burbuja. Mediante el presente trabajo, se pretende validar una metodología de estudio basada en la aplicación de la técnica de fluidodinámica computacional.

1.3 – OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Estudiar experimentalmente el comportamiento fluidodinámico del conjunto arena-aire, evaluando velocidad de mínima fluidización y pérdida de carga.
- Caracterizar la fase burbuja a partir del tratamiento de imágenes digitales obtenidas sobre el equipo experimental con una cámara de alta velocidad.
- Desarrollar una metodología para la simulación de lechos fluidizados, con soporte del software *ANSYS-Fluent 14.0*, analizando las distintas alternativas para llevar a cabo la simulación.
- Validar el modelo seleccionado contrastando los resultados de las simulaciones con los datos experimentales.

1.4 – DESCRIPCIÓN DE LOS CONTENIDOS DEL TRABAJO

A continuación se describen brevemente los contenidos del trabajo:

En el **Capítulo II** se presenta una descripción general de los sistemas fluidizados, incluyendo aplicaciones, ventajas, principales características y parámetros fundamentales.

En el **Capítulo III** se estudia la fluidización en régimen burbujeante y se presentan las propiedades principales de las burbujas: diámetro y velocidad de ascenso de burbuja.

En el **Capítulo IV** se describe la técnica de fluidodinámica computacional (CFD) y se mencionan sus principales aplicaciones. Se presentan las ecuaciones de gobierno que son discretizadas a la hora de resolver numéricamente un problema físico y se explican las etapas del procedimiento de resolución por CFD.

En el **Capítulo V** se detalla el procedimiento experimental llevado a cabo. Se incluye la caracterización de la arena, la descripción de los equipos utilizados y la metodología seguida durante la operación y obtención de datos experimentales, tanto para la construcción de la curva de fluidización como para el análisis de las burbujas.

En el **Capítulo VI** se explica el procedimiento adoptado para efectuar las simulaciones; construcción de la malla y determinación del mallado más adecuado para el dominio computacional y modalidad utilizada para las simulaciones del lecho en reposo (modelo del medio poroso) y del lecho fluidizado, durante la construcción de la curva de fluidización y el análisis de las burbujas.

En el **Capítulo VII** se describe el tratamiento de las imágenes obtenidas tanto experimentalmente como por simulación, a fin de realizar el análisis de las burbujas. Se explica además la forma en que se determinaron el diámetro de burbujas y la velocidad de ascenso de las mismas.

En el **Capítulo VIII** se muestran y comparan los resultados de las simulaciones con los valores obtenidos experimentalmente y con los resultados de la aplicación de correlaciones empíricas halladas en la bibliografía. Se incluye un análisis de los mismos

En el **Capítulo IX** se presentan las conclusiones obtenidas del análisis de resultados de este trabajo comparándolos con los objetivos planteados inicialmente. Además se plantean perspectivas para la continuación de la investigación.

CAPÍTULO II

SISTEMAS FLUIDIZADOS

2.1 – INTRODUCCIÓN

La fluidización es una operación que se distingue por la presencia de una fase sólida en forma de partículas (fase dispersa) que se encuentra suspendida por una corriente de fluido (líquido o gas). En estas condiciones, la fase dispersa tiene un comportamiento similar al de un fluido, de ahí el origen del nombre de esta operación.

Los sistemas fluidizados se emplean frecuentemente en instalaciones vinculadas a las industrias química, metalúrgica, del petróleo y de producción energética debido a las grandes ventajas que presentan, entre las cuales se destacan la posibilidad de contar con una uniformidad de temperatura desde el punto de vista macroscópico en todo el equipo y, fundamentalmente, permitiendo operar con altas velocidades de transferencia de calor y materia.

En particular, los lechos fluidizados burbujeantes son de gran interés en procesos tanto químicos como físicos y la fluidodinámica de estos sistemas, en extremo compleja, incide en gran medida en la eficiencia de contacto entre fases y, consecuentemente, en el rendimiento de los procesos que constituyen la finalidad de la operación.

2.2 – FLUIDIZACIÓN

Cuando se hace pasar un determinado flujo constante de un fluido (líquido o gas) a una cierta velocidad a través de un conjunto de partículas sólidas que conforman el lecho, es posible que el conjunto de partículas adquieran movilidad y se dice que el lecho se fluidiza. Claro está que, si la velocidad del fluido utilizado es lo suficientemente baja, el lecho podría no fluidizar. Esto es debido a que la fuerza de arrastre no alcanza a equiparar a las fuerzas gravitacionales, y como consecuencia, los intersticios entre partículas ofrecen suficiente resistencia para provocar una caída de presión que va a ir aumentando a medida que aumente la velocidad superficial del fluido debido a la fricción. Se alcanzará la fluidización del lecho cuando dicha velocidad superficial haga que la resistencia por rozamiento sobre las partículas iguale a su peso aparente (fuerza de empuje restada del peso real) (Figura 2.1). En esta situación, las

partículas se separan permitiendo una menor resistencia al desplazamiento del gas y son puestas en movimiento en la dirección del fluido. El lecho se expande manteniendo las fuerzas de rozamiento iguales al peso aparente hasta alcanzar el transporte neumático, en el que las partículas se aceleran en la dirección del fluido (Kunii y Levenspiel, 1991).

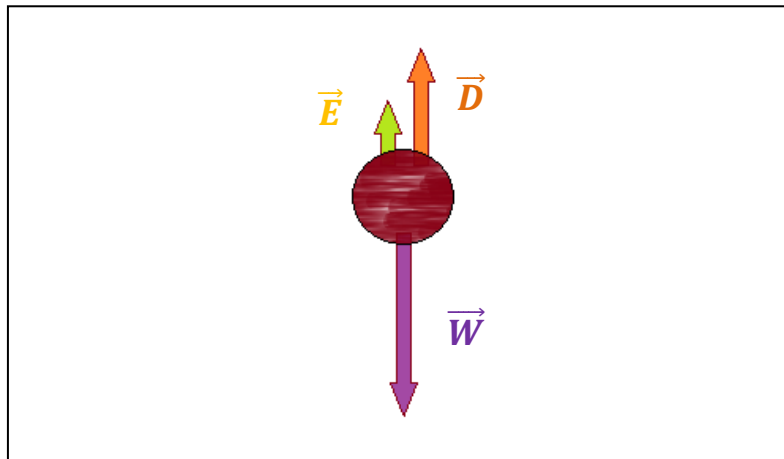


Figura 2.1: Fuerzas presentes en las partículas del lecho. \vec{E} : Empuje; \vec{D} : Fuerza de rozamiento; \vec{W} : Peso real.

Los lechos fluidizados presentan un comportamiento similar al de un líquido, cumpliendo con las siguientes propiedades (Figura 2.2):

- Los objetos livianos flotarán sobre la superficie
- El lecho mantiene la horizontalidad de la superficie aun si se inclina el recipiente
- Los sólidos saldrán como un chorro que brota de perforaciones en el recipiente
- Dos recipientes que contienen lechos fluidizados y se conectan, por el principio de vasos comunicantes tenderán a igualar el nivel del “fluido”
- La caída de presión entre dos puntos que signifiquen dos alturas de lecho es aproximadamente igual a la presión hidrostática entre ambos puntos.

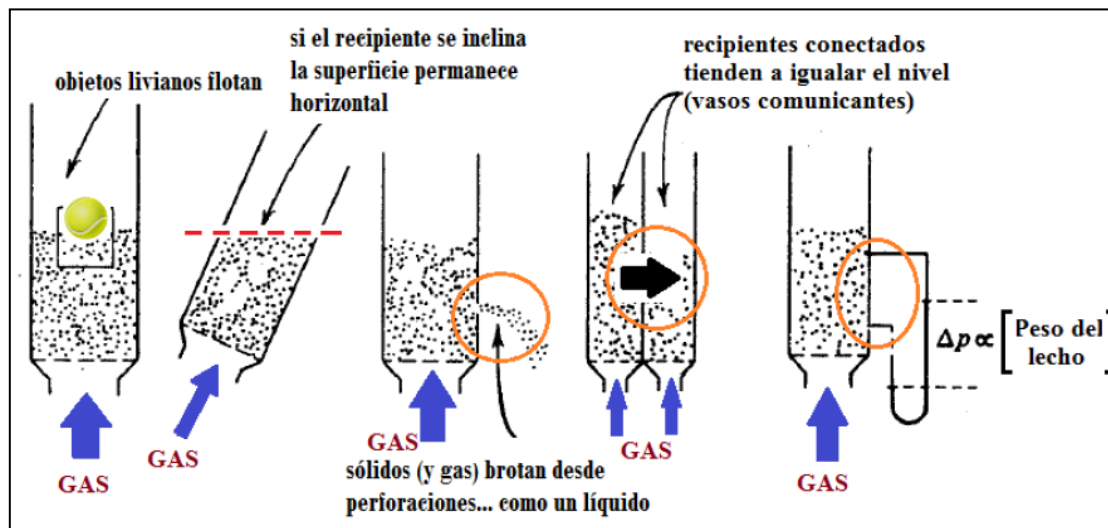


Figura 2.2: Similitud de comportamiento entre un lecho fluidizado y un líquido (Kunii-Levenspiel, 1991)

2.3 – APLICACIONES DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS

Existen diversos usos de los lechos fluidizados de interés industrial. Podemos clasificar su aplicación en **operaciones físicas** o en **procesos químicos**.

2.3.1 – OPERACIONES FÍSICAS

Dentro de los usos de lechos fluidizados en operaciones físicas podemos mencionar: intercambio de calor, operaciones de solidificación y crecimiento de partículas (granulación), procesos de recubrimiento, secado de sólidos, adsorción, remoción de material adherido sobre piezas mecánicas mediante abrasión.

2.3.2 – PROCESOS QUÍMICOS

Dentro de los procesos más comunes encontramos: *Reacciones de síntesis*, en las que se sintetiza algún producto de interés en este tipo de reactores debido a que se busca controlar condiciones de reacción críticas respecto de la temperatura, buscando un alto intercambio de calor. Esto puede ocurrir por varias razones: la reacción puede ser explosiva fuera de un rango de temperaturas estrecho, el rendimiento del producto deseado respecto de productos secundarios puede ser sensible al nivel de temperatura de la operación, o la formación de puntos calientes en el catalizador pueden llevar al rápido deterioro o desactivación del mismo. Se entiende que la reacción se da entre la fase fluida y la fase sólida particulada, siendo esta última un reactivo o un catalizador. Otro

proceso muy conocido es el de *Craqueo Catalítico de Hidrocarburos*, en el que ocurre la ruptura catalítica o térmica de hidrocarburos en materiales de bajo peso molecular.

También hay otros procesos como carbonización y gasificación, reacciones que involucran sólidos (como la tostación de minerales de azufre, cloración y fluoración de óxidos metálicos, reducción de óxidos de hierro) y operaciones de biofluidización (Froment y Bischoff, 1990).

2.4 – VENTAJAS DEL USO DE LECHOS FLUIDIZADOS

Los lechos fluidizados tienen características deseables que hacen que su uso sea conveniente para distintas operaciones industriales.

Las *ventajas* más importantes son:

- El comportamiento fluidizado, semejante al de un líquido, permite que la operación continua sea controlada automáticamente de una manera muy sencilla.
- El rápido mezclado de los sólidos conduce a una condición que se aproxima mucho a la isoterminia en todo el reactor, por lo tanto la operación puede ser controlada muy fácilmente y con gran seguridad.
- La circulación de sólidos entre dos lechos fluidizados hace posible remover o suministrar grandes cantidades de calor que se puedan producir o requerir en reactores de gran tamaño.
- Las velocidades de transferencia de calor y de masa entre el gas y las partículas son mayores que en otros sistemas de contacto.
- La velocidad de transferencia de calor entre un lecho fluidizado y un objeto sumergido es alta; por lo tanto, los intercambiadores de calor dentro de lechos fluidizados requieren áreas de superficie relativamente menores que en sistemas no fluidizados.

2.5 – CARACTERÍSTICAS DE LOS LECHOS FLUIDIZADOS POR GAS

Los lechos de partículas sólidas en los cuales las fuerzas originadas por el arrastre de una corriente ascendente de gas equiparan el peso de las mismas se denominan *lechos fluidizados por gas*.

2.5.1 – VELOCIDADES LINEALES Y VELOCIDADES SUPERFICIALES DE GAS Y SÓLIDOS

La velocidad superficial del gas, U , se define como el cociente entre el flujo volumétrico de gas (Q) y la sección transversal del tubo o recipiente (A) que contiene al medio fluidizado

$$U = \frac{Q}{A} \quad (2.1a)$$

Análogamente, la velocidad superficial de los sólidos, U_p , se define como el cociente entre el flujo volumétrico de partículas (Q_p) y el área transversal del recipiente (A).

$$U_p = \frac{Q_p}{A} \quad (2.1b)$$

La fracción de la superficie transversal del recipiente o tubo disponible para el flujo de gas, se supone usualmente igual a la fracción volumétrica de gas, es decir a la porosidad o fracción de huecos (ε). La fracción de área transversal disponible para el flujo de sólidos es, en consecuencia $(1 - \varepsilon)$. En este contexto, las velocidades reales (lineales) de la fase gaseosa y del sólido, u y u_p deben expresarse mediante las relaciones siguientes:

$$u = \frac{Q}{A\varepsilon}; \quad u_p = \frac{Q_p}{A(1 - \varepsilon)} \quad (2.2a)$$

Por lo que podemos también escribir por las expresiones (2.1):

$$u = \frac{U}{\varepsilon}; \quad u_p = \frac{U_p}{(1 - \varepsilon)} \quad (2.2b)$$

La velocidad relativa entre las fases, u_{rel} , se define como la diferencia expresada en la ecuación (2.3) y es usual referirse a ella, como *slip velocity* (u_{slip}).

$$u_{rel} = u_{slip} = u - u_p \quad (2.3)$$

2.5.1.1 – VELOCIDAD DE MÍNIMA FLUIDIZACIÓN

La velocidad superficial mínima de gas que se requiere para cumplir la condición donde las fuerzas gravitacionales son equiparadas por la fuerza de arrastre vertical ejercida por el fluido se conoce como *velocidad de mínima fluidización*, U_{mf} . Cuando la velocidad superficial del gas, U , es menor que U_{mf} , el lecho se comporta como un lecho fijo con el aumento típico de la pérdida de carga al aumentar la velocidad del gas.

2.5.2 – DIAGRAMA DE CAÍDA DE PRESIÓN EN FUNCIÓN DE LA VELOCIDAD DEL GAS FLUIDIZANTE

El diagrama de pérdida de presión vs. velocidad superficial del gas es particularmente útil como indicador aproximado de la calidad de la fluidización, especialmente cuando las observaciones visuales no son posibles.

La [Figura 2.3](#) muestra el diagrama para arena fluidizada con tamaño de partícula uniforme de $160 \mu\text{m}$ y es representativo de sistemas fluidizados con tamaño de partícula no muy pequeño y uniforme.

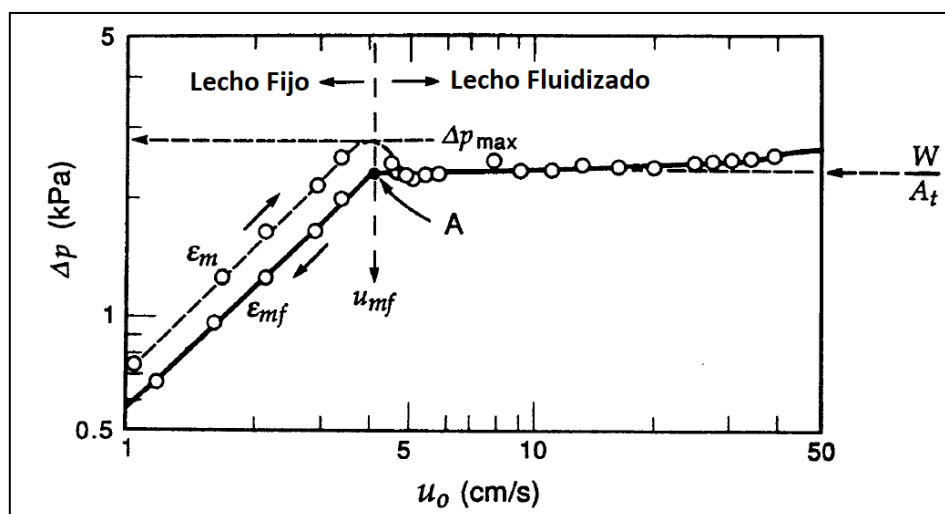


Figura 2.3: Curva de fluidización para partículas de tamaño uniforme de arena de $160 \mu\text{m}$
(Kunii-Levenspiel, 1991)

Para caudales de gas relativamente bajos en un lecho fijo, la caída de presión es aproximadamente proporcional a la velocidad del gas y generalmente alcanza un máximo, Δp_{max} , ligeramente superior a la presión estática del lecho (Figura 2.3). Con un aumento adicional en la velocidad del gas, el lecho fijo se “desbloquea”, debido a que deben vencerse las fuerzas de cohesión entre las partículas, en adición al peso de las mismas; la porosidad se incrementa de ε_m a ε_{mf} , lo que resulta en una disminución de la caída de presión hasta la presión estática del lecho (W/A_t).

Con velocidades de gas más allá de la fluidización mínima, el lecho se expande y aparecen burbujas de gas. A pesar de este aumento en el flujo de gas, la caída de presión se mantiene prácticamente invariable. Para explicar esta invariabilidad en la caída de presión, se debe tener en cuenta que la fase densa (diferenciada de la fase burbuja por ser la fase de mayor fracción de sólidos) está bien aireada y se puede deformar fácilmente sin una resistencia apreciable. Su comportamiento hidrodinámico, puede asemejarse al de un líquido. Si se introduce un gas en la parte inferior de un tanque que contiene un líquido de baja viscosidad, encontramos que la presión requerida para la inyección es aproximadamente la presión estática del líquido y es independiente del caudal de gas. La invariabilidad en la pérdida de carga en las dos situaciones, el líquido burbujeante y el lecho fluidizado burbujeante, son análogas.

Cuando la velocidad del gas disminuye nuevamente, las partículas fluidizadas se depositan para formar un lecho fijo de porosidad ε_{mf} . Con el flujo de gas finalmente anulado, un suave golpe o vibración del lecho reducirá su porosidad a su valor inicial estable de ε_m . Generalmente, la velocidad de mínima fluidización U_{mf} se evalúa mediante la intersección de la recta formada por el comportamiento lineal del lecho fijo y la línea horizontal correspondiente a W/A_t (Punto A) (Kunii y Levenspiel, 1991).

Es oportuno aclarar que un incremento muy por encima de la velocidad superficial del gas, conducirá a la condición de transporte neumático, en la que las partículas son arrastradas por el gas produciendo la gradual disminución de la caída de presión en el lecho conforme aumenta U .

2.5.3 – LECHOS CON DISTRIBUCIÓN DE TAMAÑOS DE PARTÍCULA

Cuando existe una distribución amplia de tamaño de partículas, y la velocidad del gas U aumenta a través de estos lechos, las partículas más pequeñas tienden a deslizarse en los espacios vacíos entre las partículas más grandes y se fluidizan, mientras que las partículas más grandes permanecen aún estáticas. Por lo tanto, se produce una fluidización parcial, generando un valor intermedio de pérdida de carga.

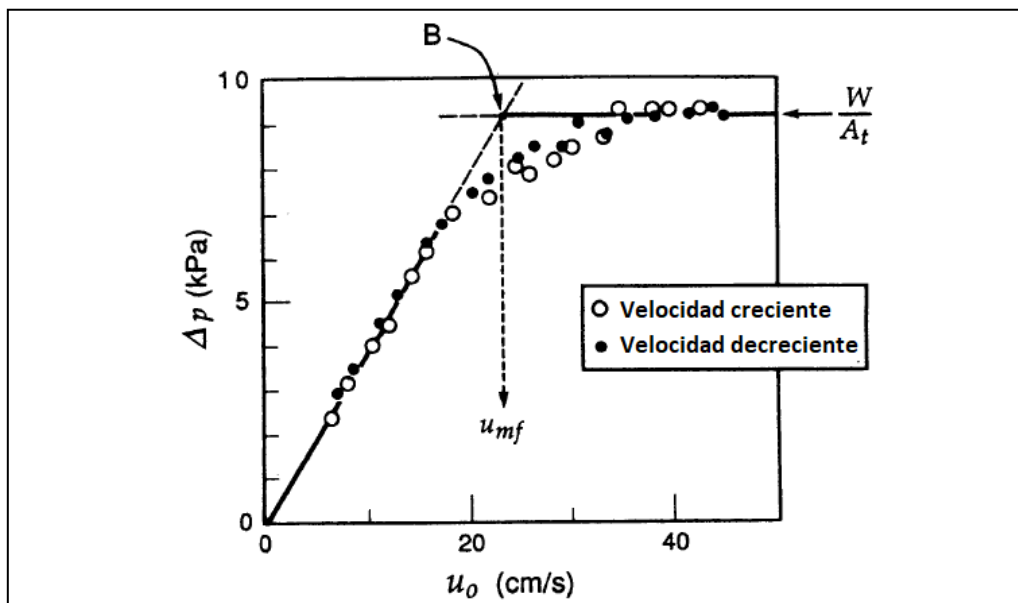


Figura 2.4: Curva de fluidización para un lecho conformado por una distribución de tamaño de partículas sólidas. (Kunii-Levenspiel, 1991)

Al aumentar la velocidad del gas, la caída de presión se aproxima a W/A_t , lo que muestra que todos los sólidos eventualmente se fluidizan. La Figura 2.4, típica de tales sistemas, muestra que la histéresis es despreciable. Para mezclas que contienen partículas grandes principalmente ($d > 1$ mm), puede producirse la segregación y sedimentación de estas partículas más grandes, lo que da un aumento gradual en la caída de presión y la histéresis de la curva. Sin embargo, esta histéresis desaparece cuando el lecho contiene una fracción suficientemente grande de partículas finas. En sistemas de partículas mixtas, la velocidad superficial de mínima fluidización se define por convención como la intersección de la recta de lecho fijo con la horizontal W/A_t (Punto B) (Kunii-Levenspiel, 1991)

2.5.4 – COMPONENTES DE UN LECHO FLUIDIZADO

A pesar de que el lecho fluidizado presentará diferentes aspectos relevantes fuertemente dependientes del tipo de fluidización que se lleve a cabo, puede decirse que existen algunos componentes que son comunes a la mayoría de los equipos. Los componentes más comunes de un lecho son los que se observan en la [Figura 2.5](#)

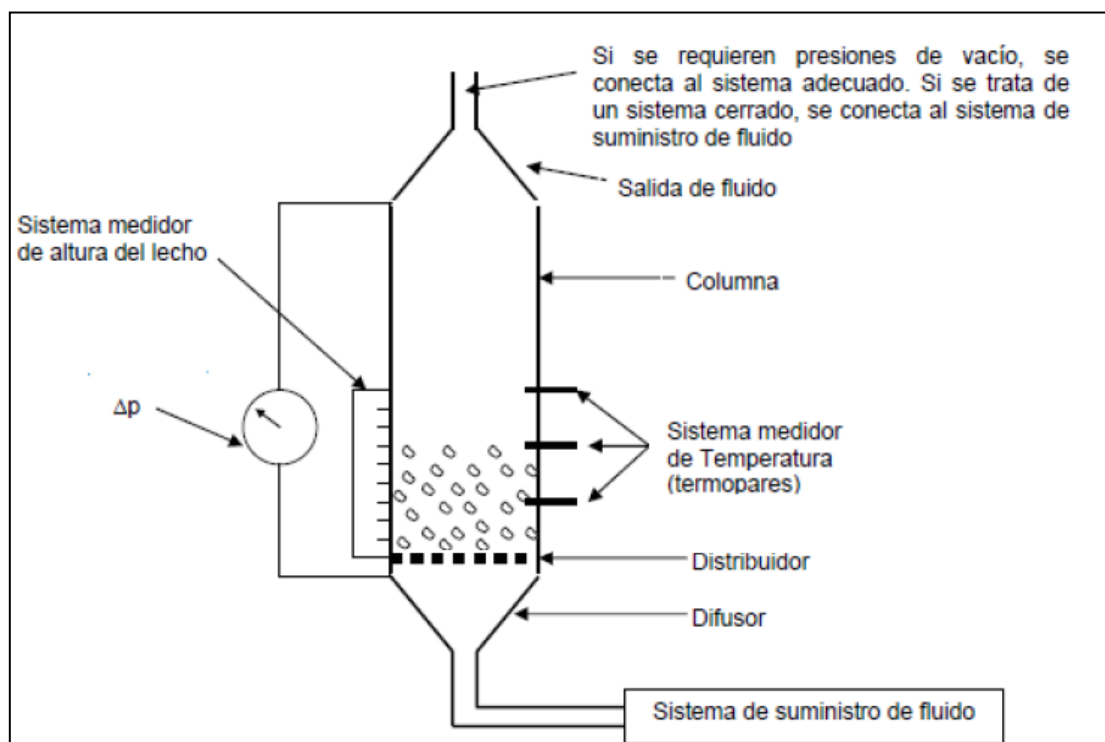


Figura 2.5: Componentes de un Lecho Fluidizado

2.5.5 – EXPANSIÓN DEL LECHO

Diferenciando los estados de lecho fijo y fluidizado resulta relevante describir la expansión del lecho como variable fundamental. Mientras el régimen corresponde al de lecho fijo, la altura del mismo permanece constante ante aumentos progresivos de la velocidad superficial del gas, debido a que la distancia interparticular permanece invariable y las partículas aun no poseen movilidad.

Cuando el fluido alcanza la condición de mínima fluidización se produce la expansión del lecho, con el aumento de su altura que corresponderá al valor de la altura de mínima fluidización H_{mf} . La variación de la altura del lecho en función de la velocidad de fluidización puede esquematizarse como se muestra en la [Figura 2.6](#).

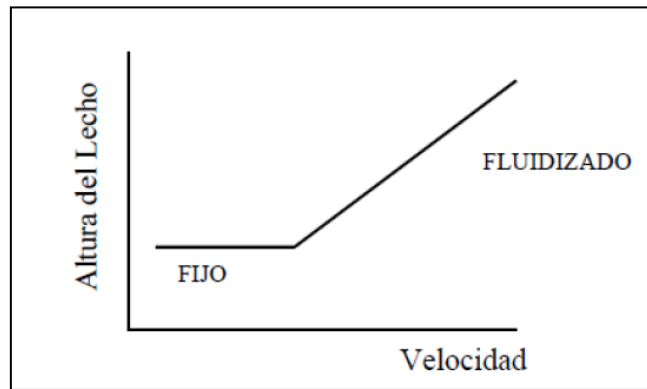


Figura 2.6: Altura del lecho en función de la velocidad del agente fluidizante

2.5.6 – DETERMINACIÓN DE LA VELOCIDAD DE MÍNIMA FLUIDIZACIÓN

El balance de fuerzas a lo largo de un lecho indica que la pérdida de presión del fluido en el lecho de partículas es igual al peso aparente de las partículas por unidad de área transversal del lecho. Así, ignorando las fuerzas que se ejercen sobre la pared del recipiente:

$$\text{diferencia de presión} = \frac{\text{peso de partículas} - \text{empuje sobre partículas}}{\text{área transversal del lecho}} \quad (2.4)$$

Consideraremos que el lecho, cuya altura es H y su porosidad ε , contenido en un recipiente de área transversal A , está compuesto por partículas de densidad ρ_p fluidizadas por un fluido de densidad ρ_g .

La presión piezométrica, se define en función de la presión absoluta en el punto analizado, mediante la relación:

$$\mathcal{P} = p + \rho_g g \varrho \quad (2.5)$$

siendo ϱ la distancia vertical desde una posición de referencia hasta la correspondiente a la coordenada vertical donde se está evaluando \mathcal{P} . Así resulta para $(\Delta\mathcal{P})$, la siguiente relación

$$\Delta\mathcal{P} = \mathcal{P}_1 - \mathcal{P}_2 = p_1 - p_2 + \rho_g g (\varrho_1 - \varrho_2) = \Delta p + \rho_g g H \quad (2.6)$$

en la cual, el subíndice “1”, denota la posición superior del lecho y el “2”, la cercana al distribuidor, entre las cuales se evalúa $(\Delta\mathcal{P})$.

Puede establecerse en la condición en que se alcanza la fluidización incipiente, a partir de la relación (2.4) que:

$$\Delta \mathcal{P}A = W_{partículas} - E = \rho_p V_p g - \rho_g V_p g \quad (2.6a)$$

siendo E el empuje y el volumen total de partículas en el lecho $V_p = (1 - \varepsilon)V_{bed} = (1 - \varepsilon)V$, puede reemplazarse en la ecuación (2.6a) para dar la relación siguiente:

$$\Delta \mathcal{P}A = W_{partículas} - E = \rho_p (1 - \varepsilon)Vg - \rho_g (1 - \varepsilon)Vg \quad (2.6b)$$

$$\Delta \mathcal{P}A = V(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)g \quad (2.6c)$$

$$\Delta \mathcal{P}A = HA(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)g \quad (2.6d)$$

Por lo tanto,

$$-\Delta \mathcal{P} = -(\mathcal{P}_1 - \mathcal{P}_2) = -H(1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)g \quad (2.7)$$

Que, para las condiciones de mínima fluidización, resulta

$$-\frac{\Delta \mathcal{P}}{H_{mf}} = g(\rho_p - \rho_g)(1 - \varepsilon_{mf}) \quad (2.8)$$

donde ε_{mf} y H_{mf} son, la porosidad y la altura del lecho en condiciones de mínima fluidización; ρ_p y ρ_g las densidades del sólido y del gas, respectivamente. Alternativamente, en función de las presiones absolutas, el balance de fuerzas resulta:

$$\Delta p = g[\rho_g \varepsilon_{mf} + \rho_p (1 - \varepsilon_{mf})]H_{mf} \quad (2.9)$$

$\Delta \mathcal{P}$ puede relacionarse con la velocidad superficial por la ecuación de Ergun (1952):

$$-\frac{\Delta \mathcal{P}}{H_{mf}} = \frac{\mu^2 (1 - \varepsilon_{mf})}{\rho_g d_p \varepsilon_{mf}^2} [150 \text{Re}_{mf} (1 - \varepsilon_{mf}) + 1,75 \text{Re}_{mf}^2] \quad (2.10)$$

Si se reemplaza (2.10) en (2.8), se obtiene:

$$Re_{mf} = \left[(43[1 - \varepsilon_{mf}])^2 + 0,57\varepsilon_{mf}^3 Ar \right]^{0,5} - 43(1 - \varepsilon_{mf}) \quad (2.11)$$

Si correspondiere considerar la esfericidad (distinta de la unidad) o factor de forma Ψ , una ecuación análoga se puede escribir como sigue:

$$Ar = 150 \frac{[1 - \varepsilon_{mf}]}{\Psi^2 \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} + 1,75 \frac{1}{\Psi \varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (2.12)$$

donde Re_{mf} y Ar son los números de Reynolds (en condiciones de mínima fluidización) y de Arquímedes (se utiliza $d_{SV} = \Psi d_V$):

$$Re_{mf} = \frac{\rho_g U_{mf} d_p}{\mu}; \quad Ar = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (2.13)$$

Si bien la ecuación (2.11) puede ser utilizada para evaluar la velocidad de mínima fluidización, en la práctica resulta conveniente contar con expresiones que no dependan de la porosidad de mínima fluidización, que puede en principio variar entre 0,4 y 0,5. Algunos autores han incorporado en sus correlaciones el efecto de dicha porosidad, no requiriéndola explícitamente para evaluar U_{mf} . [Baeyens y Geldart \(1974\)](#) propusieron la siguiente expresión:

$$Ar = 1823 Re_{mf}^{1,07} + 21,7 Re_{mf}^2 \quad (2.14a)$$

Que puede aproximarse, teniendo en cuenta que generalmente el número de Arquímedes es conocido, mediante la siguiente expresión que permite el cálculo directo de Re_{mf} .

$$Re_{mf} = -57,09 + [1920 + 0,0564 Ar^{1/1,07}]^{0,535} \quad (2.14b)$$

Por otra parte, en el caso de partículas muy pequeñas, la ecuación (2.12) se reduce a:

$$U_{mf} = \frac{d_p^2 (\rho_p - \rho_g) g}{150 \mu} \frac{\Psi^2 \varepsilon_{mf}^3}{[1 - \varepsilon_{mf}]}; \quad Re_{mf} < 20 \quad (2.15)$$

Por el contrario, en el caso de partículas grandes, la ecuación (2.12) se puede simplificar para dar:

$$U_{mf}^2 = \frac{d_p(\rho_p - \rho_g)g}{1,75\rho_g} \Psi \varepsilon_{mf}^2; \quad Re_{mf} > 1000 \quad (2.16)$$

Con el mismo objetivo que se derivaron las ecuaciones (2.14a) y (2.14b), cuando ε_{mf} y/o Ψ no se conocen, puede aun estimarse U_{mf} para un lecho de partículas irregulares, con cierto grado de aproximación, como se explica a continuación.

Primero, se reescribe la ecuación (2.12) de la siguiente forma

$$Ar = K_1 Re_{mf}^2 + K_2 Re_{mf} \quad (2.17)$$

donde:

$$K_1 = \frac{1,75}{\Psi \varepsilon_{mf}^3}; \quad K_2 = 150 \frac{[1 - \varepsilon_{mf}]}{\Psi^2 \varepsilon_{mf}^3} \quad (2.18)$$

Wen y Yu (1966) observaron por primera vez que K_1 y K_2 permanecen aproximadamente constantes para diferentes tipos de partículas en un amplio rango de condiciones, arrojando predicciones de U_{mf} con un 34% de desviación estándar. Luego, otros investigadores reportaron otros conjuntos de valores para los coeficientes K_1 y K_2 .

2.6 – CLASIFICACIÓN DE GELDART

Al observar la fluidización de diferentes tipos y tamaños de sólidos, Geldart (1973) definió cuatro clases de partículas, claramente reconocibles. De las partículas más pequeñas a las más grandes, son las siguientes:

- Grupo C: Cohesivos, o polvos muy finos. La fluidización es extremadamente difícil para estos sólidos porque las fuerzas entre partículas son mayores que las resultantes de la acción de arrastre del gas; por lo tanto, tienden a formar agregados, compactarse e impedir la fluidización. Talco, harina y almidón son ejemplos típicos de estos sólidos.

- Grupo A: Materiales aereables o que tienen un tamaño de partícula medio pequeño y/o una densidad de partícula baja ($< \sim 1400 \text{ kg/m}^3$). Estos sólidos se fluidizan fácilmente, con una fluidización suave a bajas velocidades de gas y un burbujeo controlado con burbujas pequeñas a velocidades de gas más altas. Los catalizadores de cracking catalítico constituyen un ejemplo.
- Grupo B: Similar a la arena, partículas de tamaño $40 \mu\text{m} < d_p < 500 \mu\text{m}$ y densidad $1400 \text{ kg/m}^3 < \rho_p < 4000 \text{ kg/m}^3$. Estos sólidos se fluidizan bien con un burbujeo vigoroso con crecimiento apreciable del tamaño de burbujas.
- Grupo D: Partículas sueltas, grandes y/o densas. Los lechos profundos de estos sólidos son difíciles de fluidizar. Se comportan de forma errática, dando grandes explosiones de burbujas o canalizaciones severas. Granos de café, guisantes, carbón a gasificar, son algunos de estos sólidos.

La clasificación de Geldart es clara y fácil de usar (Figura 2.7). Para cualquier sólido de densidad (ρ_s) y tamaño de partícula media conocida (\bar{d}_p), este gráfico muestra el tipo de clasificación Geldart que le corresponde. (Kunii-Levenspiel, 1991)

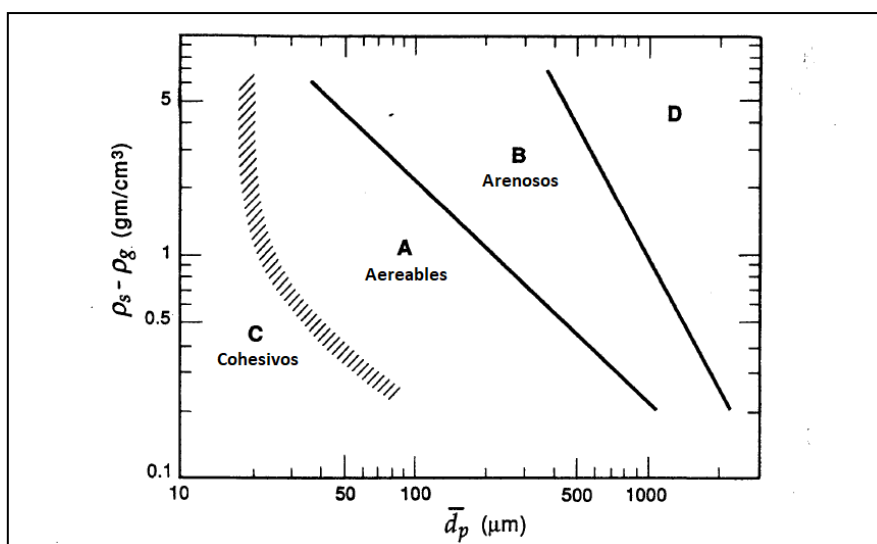


Figura 2.7: Clasificación de Geldart para sólidos fluidizados por aire en condiciones ambientales. (Kunii-Levenspiel, 1991)

2.7 – REGÍMENES DE FLUIDIZACIÓN

A partir de la condición de lecho fijo, incrementando la velocidad superficial del fluido, luego de alcanzar la mínima fluidización se pueden observar diferentes regímenes, tal como se muestra en la [Figura 2.8](#).

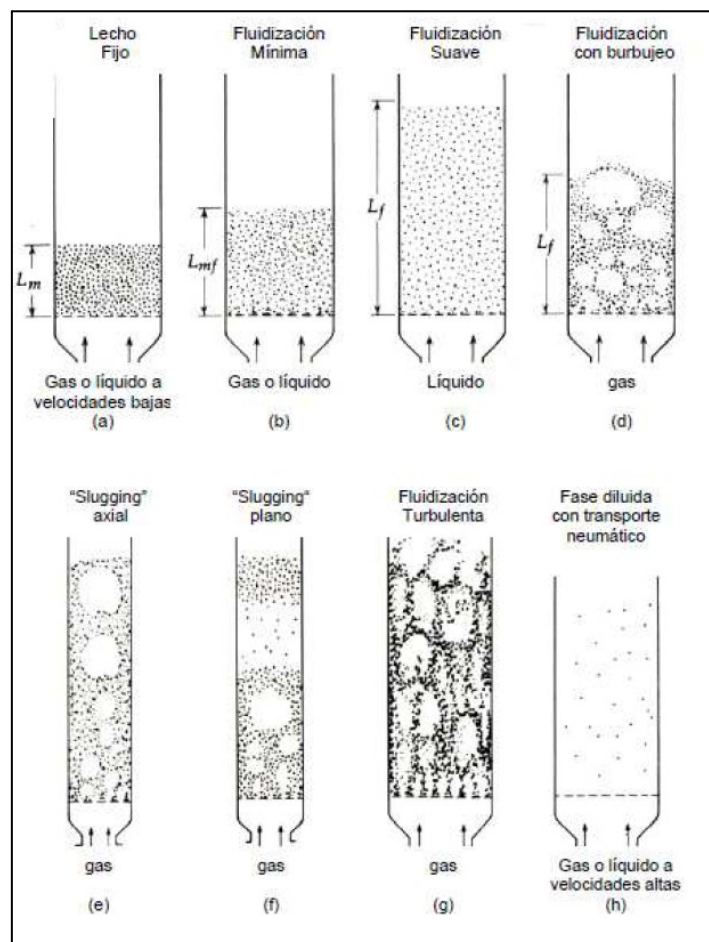


Figura 2.8: Regímenes de fluidización para un lecho de partículas con distintas velocidades superficiales del fluido.

(Kunii-Levenspiel, 1991)

La fluidización suave o fluidización homogénea se produce mediante un incremento de la distancia interpartícula que da lugar a una expansión homogénea, y es típica de la fluidización con líquido, aunque también se da para ciertos casos en fluidización por gas, para partículas Geldart A en forma excluyente.

En el lecho con burbujeo se identifican caminos preferenciales del gas conformando bolsones o burbujas del mismo con escasa cantidad de partículas en los mismos. Luego, en el régimen “slug”, los bolsones de gas tienen dimensiones que pueden alcanzar el diámetro del recipiente.

El “slugging” axial se produce con partículas pequeñas que descienden cerca de las paredes del recipiente, rodeando al sector del slug de gas. Con partículas grandes esto no es posible, y entonces la burbuja empuja al sector de lecho con partículas hacia arriba. Las partículas sólo descenderán cuando la burbuja-slug se rompa en la superficie libre del lecho (slugging plano). En este caso, se producen zonas que se parecen a pistones de gas ascendente, interrumpiendo la presencia de partículas. Los “slugs” que se forman para determinadas combinaciones de tipos de partícula, geometría de lecho y velocidad de gas, pueden también adoptar la circulación reptante sobre la pared, conformando los llamados “*wall-slugs*”, o “slug” de pared.

A velocidades muy elevadas las burbujas pueden desintegrarse, aún si fuesen “slugs” dando lugar a la llamada fluidización turbulenta. Existe muy poca experiencia en la modelización bajo este régimen. A velocidades aún mayores se alcanza el régimen de “*fastbed*”, y finalmente, la condición de transporte neumático, a la cual se llega para valores de velocidad aún superiores. Cuando se utilizan como reactores, los lechos transportados requieren reacciones rápidas dados los bajos tiempos de residencia resultantes.

2.7.1 – CARTAS DE FLUIDIZACIÓN

Varios investigadores han construido gráficos para mapear los distintos regímenes de fluidización. Cada diagrama tiene su uso particular, pero el desarrollado por [Grace \(1986\)](#), mediante coordenadas utilizadas por primera vez por [Zenz y Othmer \(1960\)](#), parece ser más útil para aplicaciones de ingeniería ([Figura 2.9](#))

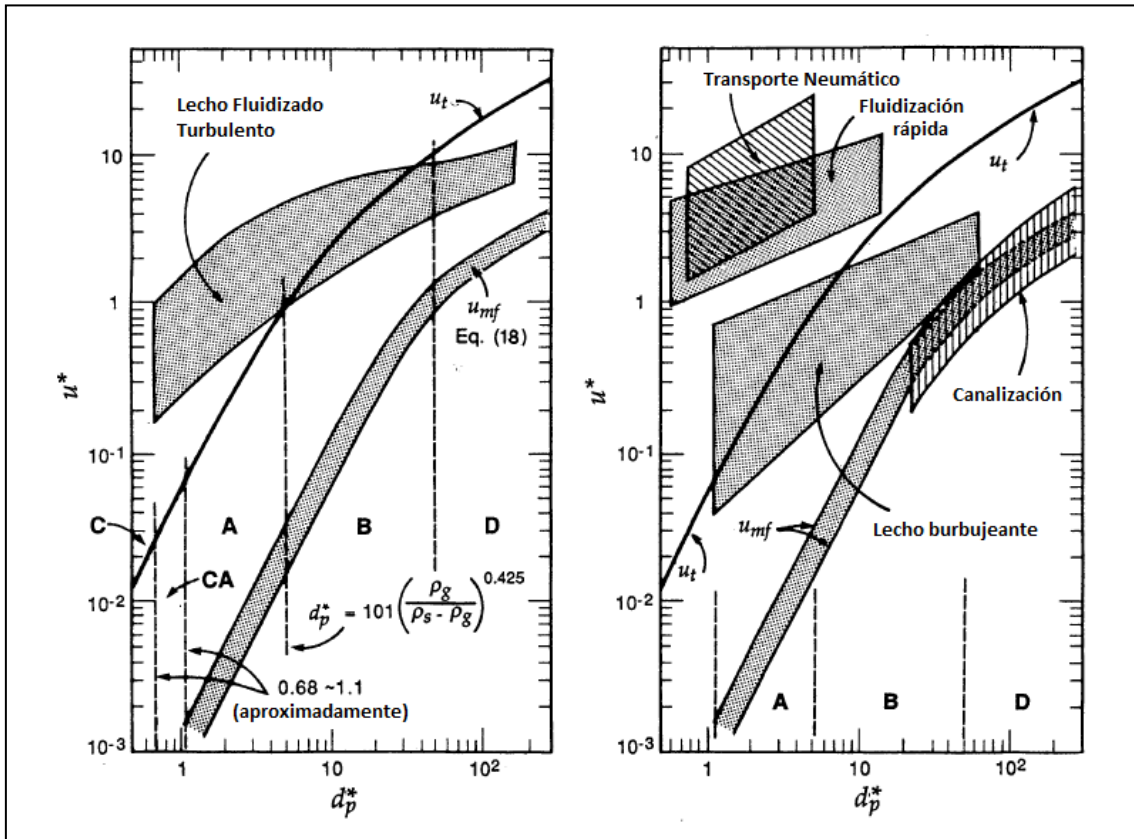


Figura 2.9: Diagrama de régimen de fluidización general para toda la gama de contacto gas-sólido. Las letras C, A, B y D se refieren a la clasificación de sólidos de Geldart. (Kunii-Levenspiel, 1991)

Los diagramas se presentan en función de las variables adimensionales, d_p^* y u^* .

$$d_p^* = d_p \left[\frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g}{\mu^2} \right]^{1/3} \quad (2.19)$$

$$u^* = u \left[\frac{\rho_g}{\mu (\rho_p - \rho_g) g} \right]^{1/3} \quad (2.20)$$

De los diagramas se puede obtener distinta información:

- Muestran el inicio de la fluidización y la velocidad terminal en lechos de partículas de un solo tamaño.
- Localizan los límites modificados para la clasificación de sólidos de Geldart.

- Muestran que la existencia de “*spouting*” es característica de los sólidos Geldart D y se puede lograr que ocurra a velocidades de gas incluso menores a la de mínima fluidización.
- Se observa que los lechos de burbujas normales funcionan de manera estable en un amplio rango de condiciones y tamaños de partículas, para Geldart A y B. Para partículas más grandes, estos lechos solo operan en un rango relativamente estrecho de velocidades de gas. Sin embargo, para partículas más pequeñas, el burbujeo solo comienza a velocidades mucho mayores a la de mínima fluidización.
- El comienzo del flujo turbulento es gradual y, por lo tanto, no se muestra claramente en el diagrama, pero se puede ver qué ocurre más allá de la velocidad terminal para sistemas de partículas muy pequeñas. Para partículas más grandes, se produce cerca de la velocidad de mínima fluidización y continúa mucho más allá de la velocidad terminal de las partículas.
- La fluidización rápida sólo es practicable para partículas muy pequeñas y a velocidades de gas muy altas, tan altas como $1000 U_{mf}$.

Este mapa de fluidización representa información experimental de varios investigadores en diferentes condiciones operativas:

Gases: Aire, N₂, CO₂, He, H₂, CCl₄, Freon-12

Temperatura: 20°C – 300°C

Presión: 1 – 85 bar

Es posible extender las diversas operaciones más allá de los límites indicados en el gráfico; sin embargo, la mayoría de los reactores industriales están diseñados para operar dentro de las regiones indicadas.

Finalmente, la [Figura 2.10](#) muestra la progresión de los cambios en el comportamiento de un lecho de sólidos a medida que la velocidad del gas aumenta progresivamente. ([Kunii-Levenspiel, 1991](#))

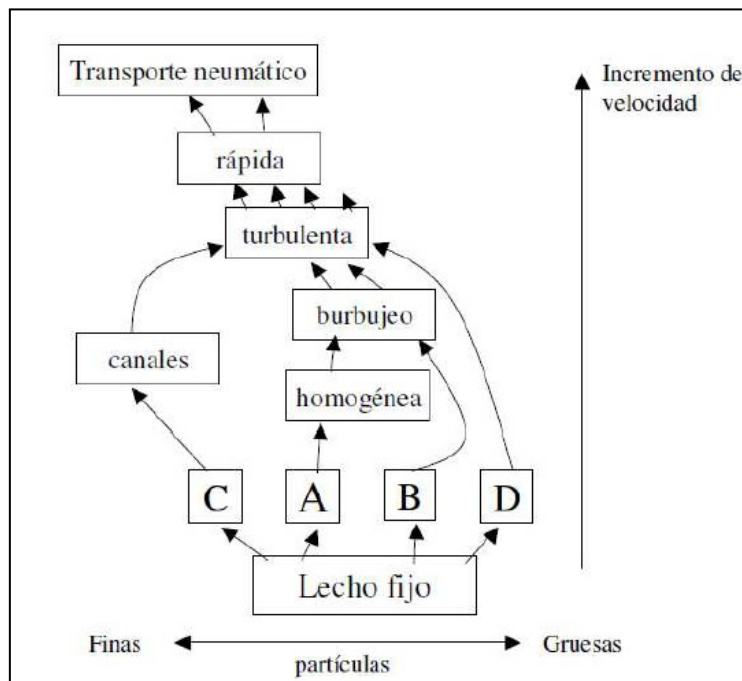


Figura 2.10: Tipo de fluidización obtenida para distintas partículas Geldart al incrementar la velocidad del agente fluidizante. (Kunii-Levenspiel, 1991)

2.8 – FLUIDIZACIÓN PARTICULADA Y FLUIDIZACIÓN AGREGATIVA

Un aspecto que diferencia la fluidización por gas de aquella que tiene lugar cuando el agente fluidizante es un líquido, consiste en que, en este último caso, la expansión mencionada para $U > U_{mf}$ ocurre de manera homogénea, mediante un aumento de la distancia media entre partículas. Esta fluidización, que se conoce como fluidización uniforme, homogénea o particulada se produce sin formación de burbujas. La fluidización por gas, cuando ocurre con formación de burbujas, se denomina agregativa.

Cuando las partículas fluidizadas son muy pequeñas (Geldart A), o cuando el agente fluidizante es un gas denso a presión elevada, puede observarse una fluidización uniforme (aunque el lecho sea fluidizado por gas) en un intervalo de valores de velocidad superficial del agente fluidizante que se define mediante los límites siguientes:

$$U_{mf} < U < U_{mb} \quad (2.21)$$

donde U_{mb} es la velocidad de mínimo burbujeo, propiedad dependiente del tamaño de partícula. Es la velocidad de fluidización a la cual se observa la formación de la primera burbuja. La fluidización por líquido es usualmente particulada o suave, siendo rara la formación de bolsones, salvo para partículas muy densas. De esta forma, U_{mb} no tiene significado para este caso. Por otra parte, en lechos de partículas grandes, fluidizados por gas, las burbujas aparecen simultáneamente con el punto de mínima fluidización, por lo cual $U_{mb} \cong U_{mf}$. La diferencia ($U_{mb} - U_{mf}$) crece cuando disminuye el tamaño de sólidos.

Aunque, en general, U_{mb} puede evaluarse, los lechos fluidizados gas-sólido presentan mayoritariamente comportamiento agregativo.

En la bibliografía existen expresiones propuestas para evaluar la velocidad de mínimo burbujeo. Por ejemplo, Geldart (1973) propuso la siguiente correlación, en función de las propiedades del par gas-sólido involucrado:

$$U_{mb} = 2,07e^{0,716F_{45\mu m}} \frac{d_p \rho_g^{0,06}}{\mu^{0,347}} \quad (2.22)$$

donde $F_{45\mu m}$ es la fracción másica de partículas de tamaño menor a 45 μm . Si $F_{45\mu m}$ es del orden del 10% y las partículas son fluidizadas por aire a P y T ambiente, entonces resultará que $U_{mb} \cong 100d_p$. La ecuación (2.22) es válida sólo para partículas finas ($< 100 \mu m$) a fin de garantizar que sea compatible con la realidad física de $U_{mf} < U_{mb}$. Si el cálculo arroja valores de $U_{mb} < U_{mf}$ entonces el burbujeo comenzará en el momento de la fluidización incipiente y la ecuación (2.22) no será válida. Para sólidos Geldart B, no habrá diferencia entre el mínimo burbujeo y la mínima fluidización. Para sólidos tipo A, U_{mb} puede ser hasta 10 veces el valor de U_{mf} .

CAPÍTULO III

FLUIDIZACIÓN EN RÉGIMEN DE BURBUJEJO

3.1 – ASPECTOS GENERALES DE LOS LECHOS BURBUJEANTES

Cuando se hace circular un gas a través de un lecho de partículas finas, a una velocidad superficial U mayor que la velocidad U_{mf} , el lecho toma la apariencia de un líquido en ebullición, con grandes burbujas que ascienden rápidamente. En este estado se tiene un lecho fluidizado burbujeante o de borboteo. Los reactores industriales, en particular aquellos en que se llevan a cabo reacciones catalizadas en fase gaseosa, operan a menudo en este régimen, con velocidades del gas comprendidas entre 5 y 30 veces la de mínima fluidización.

La conversión en reactores burbujeantes podría variar desde valores similares a los de flujo pistón hasta muy por debajo de los obtenidos en reactores de tanque agitado, y por muchos años el aspecto más desconcertante y confuso de este comportamiento consistió en que a menudo no se podía estimar o conjeturar de forma confiable qué ocurriría en una nueva situación. Debido a ello, el escalamiento a mayores tamaños era muy arriesgado e incierto (Levenspiel, 1998).

Los lechos fluidizados burbujeantes presentan regiones de baja fracción volumétrica de sólido llamadas burbujas de gas o, simplemente, *burbujas*. A la región de mayor fracción volumétrica de sólido se la llama emulsión o fase densa y está comprendida por el sólido particulado y el gas intersticial entre dichas partículas. (Kunii y Levenspiel, 1991)

Las burbujas pueden ser observadas fácilmente en un lecho “bidimensional” formado por dos paredes transparentes separadas por una distancia de aproximadamente 1-3 cm y sección rectangular. (Figura 3.1)

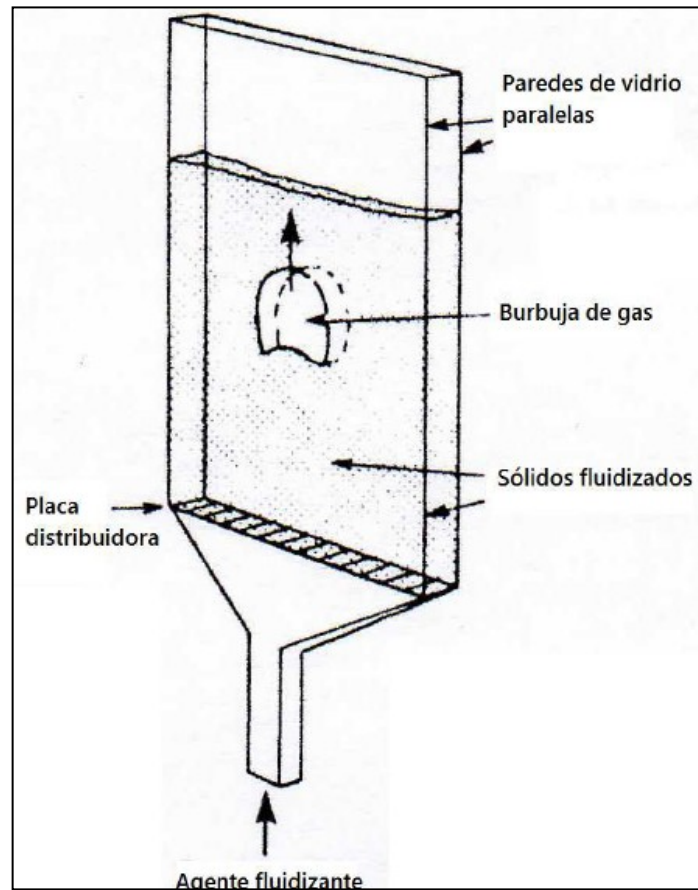


Figura 3.1: Burbuja de gas ascendiendo en un lecho fluidizado bidimensional

En muchos aspectos, un lecho de burbujas se comporta como un líquido burbujeante de baja viscosidad:

- La forma de las burbujas puede variar, desde casi esféricas cuando son pequeñas, aplanadas y distorsionadas cuando son más grandes, y esféricas con forma de capuchón cuando son grandes.
- Para ambos sistemas, las burbujas pequeñas ascienden lentamente y las burbujas grandes ascienden rápidamente.
- Para ambos sistemas, un conjunto de burbujas puede unirse para dar burbujas más grandes (coalescencia). La interacción de un conjunto da una velocidad de ascenso de burbuja diferente.
- Los efectos de pared afectan la velocidad de ascenso de las burbujas.
- La velocidad de ascenso de las burbujas depende de los mismos factores y se describe mediante expresiones similares en los dos sistemas.

- Experimentos adicionales en lechos burbujeantes indican en gran medida que todo el gas en exceso de lo necesario para fluidizar el lecho pasa a través del lecho en forma de burbujas, y la fase emulsión permanece aproximadamente en las condiciones de mínima fluidización.
- A diferencia de los sistemas de gas-líquido, hay un intercambio de gas entre la burbuja y la fase densa en lechos fluidizados, ya que la frontera entre burbuja y emulsión es permeable al paso de gas.

3.2 – TEORÍA DE LAS DOS FASES

La cantidad de burbujas en el lecho puede ser estimada mediante el caudal volumétrico de las mismas, partiendo de la *Teoría de las dos fases* (TDF) formulada por [Toomey y Johnstone \(1952\)](#). Esta teoría simple establece que todo el gas en exceso de la cantidad necesaria para la fluidización mínima, atraviesa el lecho en forma de burbujas. De esta forma, si Q es el caudal volumétrico total de gas en el lecho, Q_{mf} el caudal volumétrico necesario para la fluidización mínima y Q_b el caudal volumétrico promedio visible de burbujas que atraviesa la sección del lecho ([Figura 3.2](#)), se puede escribir:

$$Q = Q_b + Q_{mf} \quad (3.1)$$

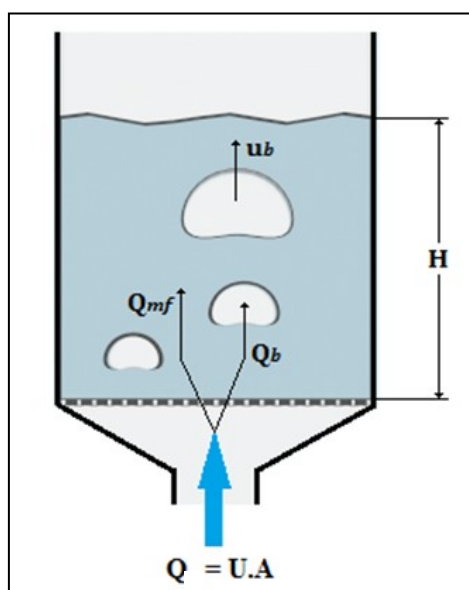


Figura 3.2: Descripción de la TDF

Si se divide la ecuación (3.1) por el área transversal del lecho vacío, se puede obtener y despejar la velocidad superficial de burbujas:

$$U_b = \frac{Q_b}{A} \quad (3.2)$$

Por extensión,

$$\frac{Q_b}{A} = U_b = U - U_{mf} \quad (3.3)$$

La ecuación (3.3) se obtiene sobre la base de suponer que el estado fluidodinámico y las propiedades de la emulsión son exactamente aquellas correspondientes a la condición de mínima fluidización. Consecuentemente, la porosidad de la fase densa o emulsión (ε_e), de acuerdo a la Teoría de las Dos Fases, coincidirá con la porosidad de mínima fluidización (ε_{mf}). La información determinada por la aproximación (3.3) puede resultar muy útil en la práctica si no se cuenta con conocimiento adicional del sistema. No obstante, en los años 70-80 se reportaron numerosos estudios experimentales en los cuales se había medido el caudal volumétrico de burbujas de gas en lechos de burbujeo libre y la conclusión general que se obtuvo entonces fue que, en la mayoría de los sistemas estudiados, la TDF sobreestimaba el flujo visible de burbujas en el lecho; inclusive, en ciertos casos, en valores considerables (Grace y Clift (1974), Barreto (1984)). En otros términos, en los sistemas estudiados, se desplazaba a través de la fase densa del lecho una mayor cantidad de gas que la predicha por la TDF. Se propuso entonces modificar esta teoría para intentar aproximar sus predicciones a las observaciones experimentales mencionadas. Se han reportado diferentes alternativas para introducir una corrección a la expresión (3.3). Por ejemplo, a fin de tener en cuenta que, en un lecho con fluidización agregativa, el área transversal del mismo ocupado por la fase densa no es el área total del lecho, sino que debe considerarse la presencia de las burbujas, algunos autores modificaron el término relativo a la fase densa en la forma que expresa la ecuación (3.4), incluyendo la fracción volumétrica promedio de burbujas, \bar{f}_b .

$$U_b = U - U_{mf}(1 - \bar{f}_b) \quad (3.4)$$

Con lo que resultará, para el caudal volumétrico de gas a través de la fase densa la siguiente expresión:

$$Q_f = AU_{mf}(1 - \bar{f}_b) \quad (3.5)$$

De esta forma, con respecto al área transversal ocupada por la fase densa, expresada como $[A(1 - \bar{f}_b)]$, la velocidad del gas en la fase densa U_f , resultará:

$$U_f = \frac{Q_f}{A(1 - \bar{f}_b)} = U_{mf} \quad (3.6)$$

Esta modificación determina que la velocidad del gas (superficial pero con respecto al área real de la fase y no del recipiente) coincida con la velocidad real superficial de mínima fluidización. Sin embargo, ello no correspondería a la mayoría de los reportes de observaciones experimentales, dado que esta velocidad debería ser mayor que la condición de mínima fluidización. Lo esperable puede representarse mejor a través de una modificación del tipo siguiente:

$$U_b = U - KU_{mf} \quad (3.7)$$

3.3 – LA FASE BURBUJA

En este trabajo, el foco está puesto principalmente en el estudio de la fase burbuja y es por ello que se analiza el comportamiento y las características de las burbujas en los lechos fluidizados.

3.3.1 – DESCRIPCIÓN DE LA BURBUJA Y SUS ZONAS

La fase burbuja se caracteriza por contener una muy pequeña cantidad de sólido y que es atravesada por el flujo ascendente de gas en su movimiento, mientras que los sólidos se ven obligados a desviar su trayectoria debido al flujo emergente de gas desde la interfase de la burbuja ([Figura 3.3](#)).

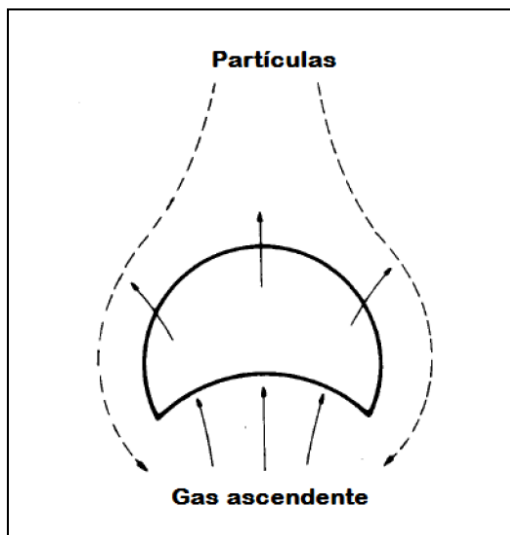


Figura 3.3: Flujo ascendente de gas y descendente de sólidos sobre una burbuja inmóvil (Mazza, 1993)

Cuando la burbuja asciende, arrastra una estela que contiene una considerable cantidad de sólidos en forma solidaria a su base. El flujo neto de sólidos en la fase densa deberá, en consecuencia, ser descendente para mantener el balance de materia de partículas. El gas en el interior de una burbuja particular permanece en forma prolongada dentro de la misma, penetrando una distancia relativamente pequeña en la fase densa. Esa región donde cantidades determinadas de gas provenientes de una burbuja que asciende penetran en la fase densa, se denomina *nube*. (Figura 3.4)

Las burbujas sufren un aumento de tamaño por un proceso de coalescencia conforme ascienden hacia la superficie libre del lecho. Arrastran una cierta cantidad de partículas tras ellas en una zona denominada *estela de la burbuja*. Este mecanismo de transporte de sólidos en las estelas de las burbujas es el responsable principal del mezclado en el lecho (Yates, 1983). La formación o no de la estela depende fuertemente del tipo de partículas fluidizadas.

El pasaje de burbujas tiene un segundo efecto sobre las partículas, determinando que se produzca un movimiento ascendente sobre las partículas ubicadas en la sección de su paso, mientras que una corriente descendente de sólidos alejada de la posición de la burbuja compensará nuevamente el cambio. Las partículas que originalmente se ubicaban en una posición determinada conformarán una disposición o región que se conoce como *huella de la burbuja*.

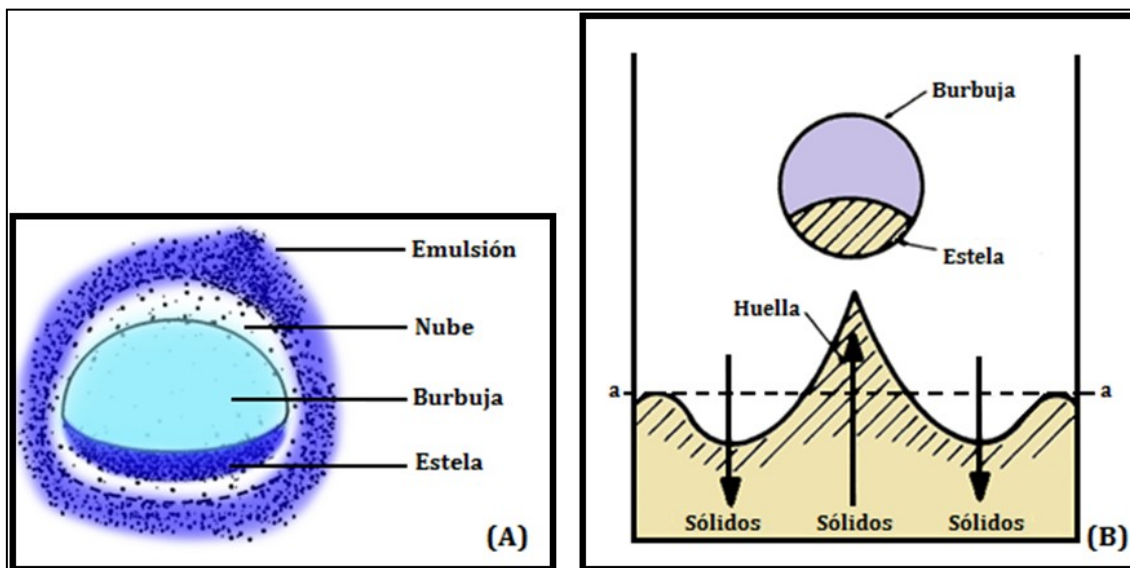


Figura 3.4: (A) Esquema de Nube Burbuja y Estela. (B) Esquema de Estela y huella generadas al pasar una burbuja por una determinada posición horizontal (Mazza, 1993)

Previamente se mencionó que las burbujas pueden juntarse en el fenómeno conocido como coalescencia, causante del crecimiento de las burbujas en su ascenso hacia la superficie libre. Existe un fenómeno inverso por el que las burbujas pueden dividirse, esencialmente provocado por el choque con frentes de partículas descendentes, que se lo conoce como *splitting*.

En los lechos reales, las burbujas interactúan notablemente entre sí, con las paredes del recipiente y con los elementos sumergidos, lo cual dificulta analizar y correlacionar datos experimentales de sus propiedades medias. Existe, en consecuencia, mucho menor grado de conocimiento que en el caso de la burbuja aislada (Rowe, 1971). Evidentemente, el diámetro resultante de las burbujas será consecuencia de la competencia de varios factores, incluyendo los fenómenos de coalescencia y partición.

A causa de la presencia de las burbujas y su incidencia en la performance del lecho fluidizado, el conocimiento de sus propiedades, tales como el caudal volumétrico total de burbujas Q_B , la velocidad lineal de ascenso u_B , el diámetro medio d_B , la fracción volumétrica de burbujas f_B , y la frecuencia de pulsación ν_B , resulta un aspecto crítico en la modelización del lecho y en la cuantificación particular de los procesos de transferencia de calor y materia en el mismo.

3.3.2 – EL MODELO DE BURBUJA DE DAVIDSON

El primer avance significativo en el modelado de la fase burbuja lo realizó Davidson, cuyo modelo explica con éxito el movimiento de gases y sólidos y la distribución de presión sobre el ascenso de las burbujas. Desde entonces se han propuesto extensiones y análisis alternativos; sin embargo, debido a su simplicidad, se centrará el análisis en este modelo, cuya exposición completa es ofrecida por [Davidson y Harrison \(1963\)](#). Este modelo fue desarrollado para lechos de dos y tres dimensiones y se basa en los siguientes postulados:

- **1° Postulado:** Una burbuja de gas no tiene sólidos y tiene forma circular, por lo que es esférica en el caso tridimensional y cilíndrica en el caso bidimensional.
- **2° Postulado:** A medida que una burbuja se eleva, las partículas se hacen a un lado, como lo haría un fluido incompresible de densidad aparente $\rho_p(1 - \varepsilon_{mf})$
- **3° Postulado:** El gas fluye en la fase emulsión como un fluido viscoso incompresible; por lo tanto, la velocidad relativa entre el gas y el sólido debe satisfacer la ley de Darcy. Así, para cualquier dirección x :

$$(u_g - u_p)_x = -K \frac{\partial p}{\partial x} \quad (3.8)$$

Las siguientes condiciones de contorno también se utilizan en el desarrollo:

- Lejos de la burbuja, existe un gradiente de presión no perturbado, dado por $-\frac{\Delta P}{H_{mf}} = g(\rho_p - \rho_g)(1 - \varepsilon_{mf})$.
- La presión en la burbuja es constante.

Estos postulados y condiciones de contorno son suficientes para dar el patrón de flujo para sólidos y para el gas, así como la distribución de la presión, todo ello cerca de la burbuja ascendente. Por lo tanto, el segundo postulado nos permite encontrar el movimiento de sólidos directamente a través de la teoría del flujo potencial.

El tercer postulado muestra que la distribución de la presión alrededor de una burbuja debe satisfacer la ecuación de Laplace. El tercer postulado junto con las condiciones de contorno y otros postulados dan la distribución completa de la presión.

Sobre la base de la Teoría de las Dos Fases, [Davidson y Harrison \(1963\)](#) propusieron las siguientes velocidades de ascenso:

Para burbujas individuales:

$$u_{br} = 0,711(gd_b)^{0,5} \quad (3.9)$$

Para el conjunto de burbujas en un lecho de burbujeo

$$u_b = U - U_{mf} + u_{br} \quad (3.10)$$

De acuerdo al modelo de Davidson, el patrón de flujo resultante solamente depende de la velocidad de ascenso de la burbuja aislada u_{br} , es mayor, menor o igual que la velocidad del gas intersticial de la emulsión $u_f = U_{mf}/\varepsilon_{mf}$. ([Kunii y Levenspiel, 1991](#))

La [Figura 3.5](#) muestra una clara diferencia en el patrón de flujo de gas, dependiendo de si la burbuja se eleva más rápida o más lentamente que el gas en la emulsión. Considérese los siguientes patrones de flujo:

- **Burbuja sin nube o lenta:** $u_{br} < u_f$. Aquí, el gas de emulsión se eleva más rápido que la burbuja; por lo tanto, utiliza la burbuja como un atajo conveniente en su camino a través del lecho. Entra en la parte inferior de la burbuja y sale por la parte superior de la misma. Sin embargo, un anillo anular de gas circula dentro de la burbuja, moviéndose hacia arriba con ella.
- **Burbuja con nube o rápida:** $u_{br} > u_f$. Al igual que con la burbuja lenta, el gas de emulsión entra en la parte inferior de la burbuja y sale por la parte superior. Sin embargo, la burbuja está ascendiendo más rápido que el gas de emulsión; en consecuencia, el gas que sale de la parte superior de la burbuja se barre y regresa a la base de la burbuja. La región alrededor de la burbuja penetrada por este gas circulante se llama nube. El resto del gas en el lecho no se mezcla con el gas de recirculación, sino que se aparta a medida que pasa la burbuja rápida con su nube.

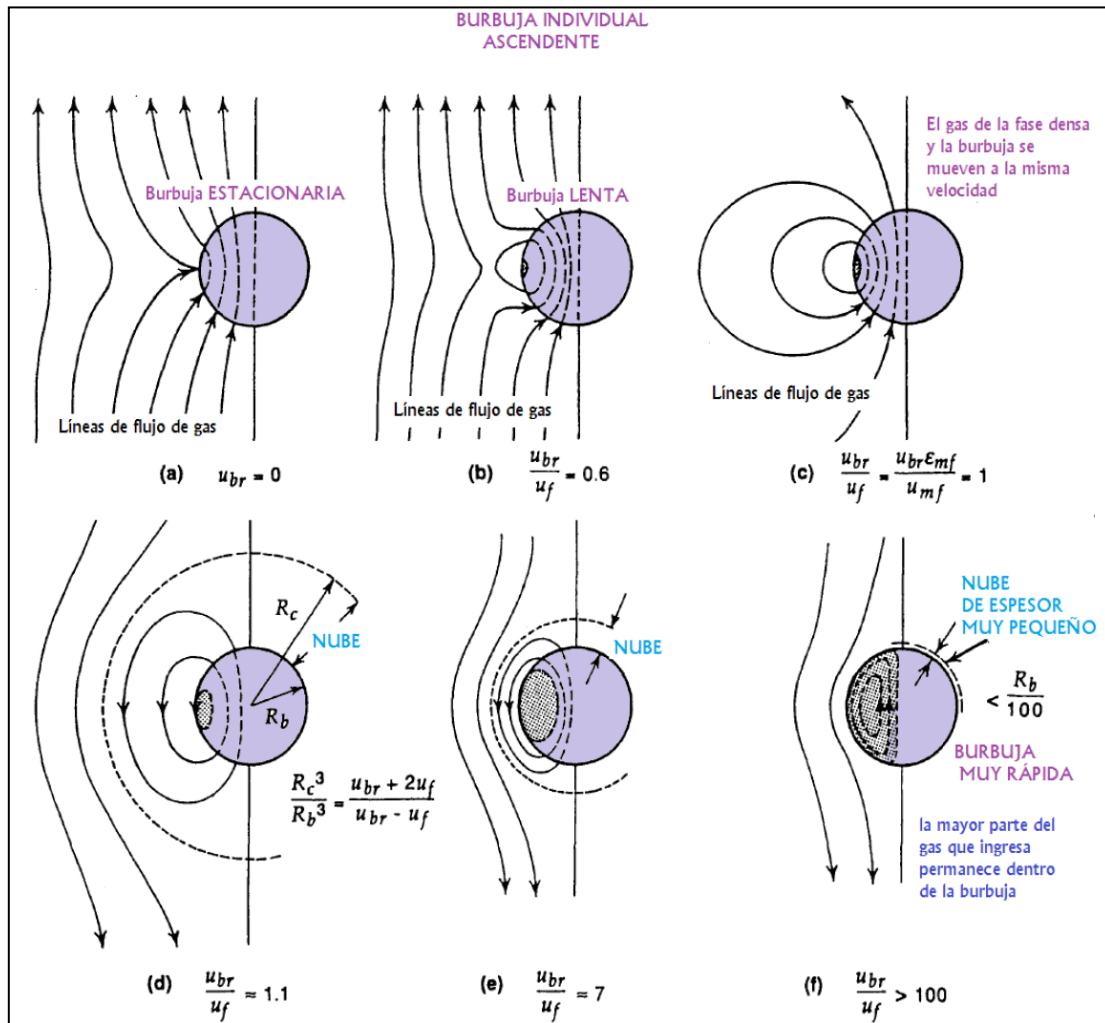


Figura 3.5: Modelo de Davidson. Líneas de flujo cerca de una burbuja individual ascendente. Los tres esquemas superiores muestran el comportamiento en burbujas lentas, sin nube. En (c) el radio de la nube $R_c \rightarrow \infty$. Los tres esquemas inferiores corresponden a burbujas rápidas, con su correspondiente nube. Se muestra solamente el lado izquierdo del perfil, siendo el derecho, completamente simétrico. (f) corresponde a Geldart A y (d) a Geldart B. (Kunii-Levenspiel, 1991)

La Figura 3.5 muestra que la transición de burbuja lenta a rápida es suave. La nube tiene un grosor infinito cuando $u_{br} = u_f$, pero el espesor se hace más fino al aumentar la velocidad de la burbuja. Su tamaño viene dado por:

$$\bullet \frac{R_c^2}{R_b^2} = \frac{u_{br} + u_f}{u_{br} - u_f} \quad \text{para un lecho 2D} \quad (3.11a)$$

$$\bullet \frac{R_c^3}{R_b^3} = \frac{u_{br} + 2u_f}{u_{br} - u_f} \quad \text{para un lecho 3D} \quad (3.11b)$$

De las expresiones anteriores, la relación del volumen de nube a burbuja es:

$$\bullet \quad f_{nube} = \frac{2u_f}{u_{br}-u_f} = \frac{2u_{mf}/\varepsilon_{mf}}{u_{br}-u_{mf}/\varepsilon_{mf}} \quad \text{para un lecho 2D} \quad (3.11c)$$

$$\bullet \quad f_{nube} = \frac{3u_f}{u_{br}-u_f} = \frac{3u_{mf}/\varepsilon_{mf}}{u_{br}-u_{mf}/\varepsilon_{mf}} \quad \text{para un lecho 3D} \quad (3.11d)$$

También la teoría de Davidson permite evaluar el caudal volumétrico de gas ascendente que ingresa y egresa de la burbuja, dado por:

$$\bullet \quad q = 4u_{mf}R_bL = 4u_f\varepsilon_{mf}R_bL \quad \text{para un lecho 2D (espesor L)} \quad (3.11e)$$

$$\bullet \quad q = 3u_{mf}\pi R_b^2 = 3u_f\varepsilon_{mf}\pi R_b^2 \quad \text{para un lecho 3D} \quad (3.11f)$$

3.3.3 – DIÁMETRO DE BURBUJAS

Se ha encontrado que el diámetro de burbujas depende de factores tales como el diámetro del recipiente (lecho), altura sobre la placa distribuidora, velocidad superficial del gas y de elementos que afecten el régimen de fluidización de las partículas. También depende considerablemente del tipo y número de baffles existentes en el lecho, dispositivos de intercambio y todo elemento sumergido. El diseño del distribuidor de gas es un punto crítico en la calidad del burbujeo obtenido.

El tamaño de burbujas, representado por el diámetro d_b debe evaluarse teniendo en cuenta que la mayor parte de las correlaciones se desarrolló sin objetos sumergidos, lo cual permite el crecimiento de las burbujas con mayor facilidad que cuando existen elementos internos sumergidos en el lecho.

En general, las burbujas alcanzan un tamaño limitado en sistemas de partículas finas, son más grandes en sistemas de partículas más grandes y parecen crecer sin límites en sistemas de partículas muy grandes.

Se han desarrollado varias correlaciones para estimar el crecimiento de burbujas en lechos fluidizados a partir de experimentos, principalmente en lechos de diámetro pequeño de sólidos de Geldart B.

3.3.3.1 – CORRELACIÓN DE DARTON (1977)

Darton (1977) sugirió una correlación del tamaño de las burbujas basada en un patrón de crecimiento de las burbujas debido a la coalescencia de las mismas. Asumió que la coalescencia ocurre en sucesivas etapas a lo largo del lecho, donde las burbujas están alineadas tan cerca como sea posible, y de esta manera las burbujas se tornan cada vez más grandes al pasar por sucesivas etapas de coalescencia hasta alcanzar la superficie del lecho. Dado que no consideró ningún mecanismo de partición, este modelo predice un crecimiento constante de las burbujas sin un tamaño límite. Por lo tanto, este modelo es inapropiado para lechos fluidizados de partículas Geldart A donde el fenómeno de partición está fuertemente presente y un tamaño máximo de burbujas puede ser alcanzado.

La correlación propuesta para predecir el diámetro de las burbujas en función de la altura h sobre el distribuidor es la siguiente:

$$d_b = 0,54g^{-0,2}(U - U_{mf})^{0,4}[h + 4\sqrt{A_0}]^{0,8} \quad (3.12)$$

donde A_0 es el área del distribuidor por orificio y vale cero para placas porosas.

3.3.3.2 – CORRELACIÓN DE WERTHER (1978)

Werther (1978) propuso la siguiente expresión para el tamaño de burbuja a cualquier altura h en un lecho de sólidos de Geldart B soportado por un distribuidor de placa porosa.

$$d_b = 0,853[1 + 0,272(U - U_{mf})]^{1/3}(1 + 0,0684h)^{1,21} \quad (3.13)$$

con el siguiente rango de condiciones de operación, que enmarca su aplicabilidad:

$$\begin{cases} D > 20 \text{ cm} \\ 100 \leq d_p \leq 350 \mu\text{m} \\ 1 \leq U_{mf} \leq 8 \text{ cm/s} \\ 5 \leq U - U_{mf} \leq 30 \text{ cm/s} \end{cases} \quad (3.14)$$

3.3.3.3 – CORRELACIÓN DE AGARWAL (1985)

Agarwal (1985), propuso la siguiente correlación para el diámetro de burbuja en función de la altura h para partículas de vidrio y distribuidor de placa porosa:

$$d_b = d_0 + \frac{k}{11,13m} h^5 d_0^{0,5} + \left(\frac{k}{22,26}\right)^2 \frac{h^{2s}}{m(m-1)} \quad (3.15)$$

donde $k = 82$, $m = 10$ y $s = 0,4$; d_0 es el tamaño inicial de burbuja formado por encima del distribuidor y h es la distancia en centímetros por encima del distribuidor. La ecuación anterior es válida si $a = \frac{3,51(h+h_0)^{0,4}}{D^{0,5}-d_0^{0,5}}$ es menor o igual a 3 (h_0 es la distancia vertical del distribuidor a la que se forma la burbuja, y D el diámetro del lecho). Si $a > 3$:

$$d_b = \left[d_0^{0,5} + 0,37(h+h_0)^{0,4} - 0,036(h+h_0)^{0,4} \left(\frac{1,17(h+h_0)^{0,4}}{D^{0,5}-d_0^{0,5}} - 1 \right) \right]^2 \quad (3.16)$$

ambas válidas para $4,1 \frac{cm}{s} < U - U_{mf} < 9,6 \frac{cm}{s}$. La correlación de Miwa y colab (1972) para la estimación de d_0 para placas porosas:

$$d_0 = 0,00376(U - U_{mf})^2 \quad (3.17)$$

3.3.3.4 – CORRELACIÓN DE CAI Y COLAB. (1994)

Cai y colab. (1994), presentaron su correlación para el diámetro de burbujas en lechos con diferentes tipos de partículas y distribuidor de placa porosa o perforada:

$$d_b = 0,138h^{0,8}(U - U_{mf})^{0,42} e^{[-2,5 \times 10^{-5}(U-U_{mf})^2 - 10^{-3}(U-U_{mf})]} \quad (3.18)$$

Válida para diámetro de partículas $66 \mu m < d_p < 700 \mu m$ y $0 < U - U_{mf} < 0,6 \text{ cm/s}$.

3.3.4 – CORRELACIONES PARA LA VELOCIDAD DE LAS BURBUJAS

Existen numerosas correlaciones en la bibliografía para determinar la velocidad de las burbujas. Además de la correlación de Davidson y Harrison (Ecuación 3.9 y 3.10), en el presente trabajo se tienen en cuenta las siguientes.

3.3.4.1 – WERTHER (1978)

Werther (1978), propuso la siguiente correlación para la determinación de la velocidad de las burbujas, en función del diámetro de las burbujas y del diámetro del lecho.

$$u_b = \varphi \sqrt{gd_b} \quad (3.19)$$

donde, para partículas Geldart B,

$$\varphi = \begin{cases} 0,64 & D \leq 10 \text{ cm} \\ 0,254D^{0,4} & 10 \text{ cm} < D < 100 \text{ cm} \\ 1,6 & D \geq 100 \end{cases} \quad (3.20)$$

3.3.4.2 – HILLIGARDT Y WERTHER (1986)

Hilligardt y Werther (1986), propusieron la siguiente correlación para la determinación de la velocidad de las burbujas.

$$u_b = \varphi(U - U_{mf}) + \vartheta u_{br} \quad (3.21)$$

donde, para partículas Geldart B,

$$\varphi = \begin{cases} 0,67 & h/D < 1,7 \\ 0,51(h/D)^{0,5} & 1,7 \leq h/D \leq 4 \\ 1 & h/D > 100 \end{cases} \quad (3.22)$$

$$\vartheta = 0,2D^{0,5} \quad (3.23)$$

3.3.4.3 – KUNII-LEVENSPIEL (1991)

Kunii y Levenspiel (1991), propusieron la siguiente correlación para la determinación de la velocidad de las burbujas, para partículas Geldart B y diámetro de lecho (D) inferior a 100 m.

$$u_b = 0,0032 \left((U - U_{mf}) + 11,3d_b^{0,5} \right) D^{1,35} + u_{br} \quad (3.24)$$

CAPÍTULO IV

FLUIDODINÁMICA COMPUTACIONAL (CFD)

4.1 – GENERALIDADES

El desarrollo de la computación digital de alta velocidad durante el siglo XX ha tenido un gran impacto en la forma en que los principios de las ciencias de la mecánica de fluidos y la transferencia de calor se aplican a los problemas de diseño en la práctica de la ingeniería moderna. Los problemas que habrían tardado años en resolverse con los métodos numéricos convencionales ahora se pueden resolver a muy bajo costo en unos pocos minutos de computadora.

Durante poco más del último medio siglo, hemos sido testigos de la importancia de una nueva metodología para atacar los complejos problemas de la fluidodinámica y la transferencia de calor. Esta nueva metodología se conoce como fluidodinámica computacional (CFD, por sus siglas en inglés). En este enfoque computacional (o numérico), las ecuaciones (generalmente en forma de derivadas parciales) que gobiernan un proceso de interés se resuelven numéricamente.

Tradicionalmente, se han usado métodos experimentales y teóricos para desarrollar diseños para equipos que involucran flujo de fluidos y transferencia de calor. Con el advenimiento de la computación digital, un tercer método, el enfoque numérico, está disponible. Aunque la experimentación continúa siendo importante, especialmente cuando los flujos involucrados son muy complejos, la tendencia es claramente hacia una mayor utilización de las predicciones basadas en el diseño computacional por CFD. ([Anderson y Tanhill, 1997](#))

La CFD emplea el equipamiento informático para llevar a cabo la simulación del movimiento de fluidos y, de ser necesario de otros fenómenos asociados, como por ejemplo: transferencia de calor y materia, reacciones químicas, arrastre de sólidos, etc. Aplicando la técnica de CFD se puede construir un modelo computacional que represente al sistema o equipo que se desea estudiar. Se incorporan al prototipo virtual las características físicas y químicas del flujo de fluido en estudio y el software genera como respuesta una predicción de la fluidodinámica y demás procesos físicos (y químicos) involucrados.

4.2 – APLICACIONES DE LA CFD

Existen varios campos de aplicación actual de la CFD, entre los cuales se destacan:

- Aerodinámica de vehículos terrestres, aviones, entrada y salida de la atmósfera de vehículos espaciales.
- Diseño de motores de combustión, calderas y turbomáquinas.
- Refrigeración de equipos eléctricos y electrónicos.
- Equipos que incorporan procesos físicos y químicos: reactores (lechos fijos, móviles, fluidizados, multifásicos en general), sedimentadores, mezcladores, granuladores, intercambiadores de calor, eyectores, etc.
- Desarrollo de sistemas de ventilación, calefacción y aire acondicionado.
- Predicción meteorológica.
- Hidrología y oceanografía: corrientes en ríos, estuarios y océanos.

No obstante, la CFD resulta de difícil aplicación para procesos muy extensos, como puede ser la simulación global de una planta industrial, un reactor químico, una columna de destilación o incluso un motor de explosión o una turbina de gas en su conjunto (si se pueden estudiar por partes), debido a los altos requerimientos computacionales que demandarían estas simulaciones.

Para poder desarrollar las simulaciones en CFD, existen diversos programas. Uno de ellos, de los más utilizados y aquel empleado en el presente trabajo, es el denominado originalmente *FLUENT*, que actualmente se conoce con el nombre de la firma que lo provee, *ANSYS*, siendo *FLUENT* una de las partes del mismo.

4.3 – ECUACIONES DE CONSERVACIÓN

El análisis riguroso de los procesos de flujo que realiza el programa *FLUENT* se basa en la aplicación de las leyes de conservación de la materia, cantidad de movimiento y energía.

4.3.1 – CONSERVACIÓN DE MATERIA

La ecuación de conservación de materia, o ecuación de continuidad, puede ser escrita de la siguiente forma:

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \vec{\nabla} \cdot (\rho \vec{u}) = S_m \quad (4.1)$$

Donde ρ es la densidad del fluido y u el vector velocidad. La ecuación (4.1) es válida tanto para flujos compresibles como incompresibles. El término S_m representa la masa incorporada a la fase continua proveniente de una segunda fase dispersa (ej. Vaporización de gotas de líquido) o alguna otra fuente definida por el usuario.

4.3.2 – CONSERVACIÓN DE LA CANTIDAD DE MOVIMIENTO

La ecuación general de conservación de la cantidad de movimiento para un marco de referencia inercial (sin aceleración) está dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho \vec{u}) = -\rho[(\vec{u} \cdot \vec{\nabla})\vec{u}] - \vec{\nabla} p + [\vec{\nabla} \cdot \vec{\tau}] + \rho \vec{g} + \vec{F} \quad (4.2)$$

Donde p es la presión estática, τ es el tensor esfuerzo de corte y, por último, los términos (ρg) y F representan la fuerza gravitatoria que actúa sobre el cuerpo y las fuerzas externas aplicadas al mismo (ej.: fuerzas de interacción entre fases), respectivamente.

El tensor esfuerzo de corte, τ , puede escribirse de la siguiente forma:

$$\vec{\tau} = \mu \left[(\vec{\nabla} \cdot \vec{u} + \vec{\nabla} \cdot \vec{u}^T) - \frac{2}{3} \vec{\nabla} \cdot \vec{u} I \right] \quad (4.3)$$

Donde μ es la viscosidad molecular del fluido, I es el tensor unitario.

Para un fluido newtoniano con densidad y viscosidad constantes, la ecuación (4.2) puede simplificarse incorporando la ecuación de continuidad, $(\vec{\nabla} \cdot \vec{u}) = 0$, para obtener:

$$\rho \frac{\partial \vec{u}}{\partial t} = -\rho[(\vec{u} \cdot \vec{\nabla})\vec{u}] - \vec{\nabla} p + \mu \vec{\nabla}^2 \vec{u} + \rho \vec{g} \quad (4.4)$$

La ecuación (4.4) es la conocida ecuación de Navier-Stokes, obtenida inicialmente por Navier en Francia, en 1822 (Bird, 1998).

4.3.3 – CONSERVACIÓN DE ENERGÍA

La expresión general del balance de energía que emplea el programa *FLUENT* (Fluent User's Guide, 2011) está dada por:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho E) + \vec{\nabla} \cdot (\vec{u}(\rho E + p)) = \vec{\nabla} \cdot \left(k_e \vec{\nabla} T - \sum_j h_j \vec{J}_j + (\bar{\tau}_e \vec{u}) \right) + S_h \quad (4.5)$$

Donde k_e es la conductividad efectiva ($k + k_t$, donde k_t es la conductividad térmica turbulenta definida según el modelo de turbulencia que se esté utilizando) y J_j es el flujo difusivo de las especies j . Los tres primeros términos del lado derecho de la ecuación (4.5) representan la energía transferida por conducción, difusión de especies y disipación viscosa, respectivamente. S_h incluye el calor de reacción y cualquier otra fuente de calor volumétrica existente. En la ecuación (4.5),

$$E = h - \frac{p}{\rho} + \frac{u^2}{2} \quad (4.6)$$

Donde la entalpía sensible, h , es definida para fluidos incompresibles como:

$$h = \sum_j x_j h_j + \frac{p}{\rho} \quad (4.7)$$

En la ecuación (4.7) x_j es la fracción másica de las especies j , y $h_j = \int_{T_{ref}}^T C_{p,j} dT$, donde T_{ref} es 298,15 K.

4.4 – DISCRETIZACIÓN DE LAS ECUACIONES DE TRANSPORTE

Para que un programa CFD pueda resolver las ecuaciones diferenciales que describen a un flujo de fluido, éstas deben ser transformadas en expresiones algebraicas. Dicha transformación se denomina proceso de discretización numérica. Existen varias técnicas de discretización, dependiendo de los principios en que se basen. Las más utilizadas son: diferencias finitas (DF), volúmenes finitos (VF), y elementos finitos (EF).

En el dominio de diferencias finitas, el dominio del problema continuo está “discretizado”, por lo que se considera que las variables dependientes existen solo en

puntos discretos. Las derivadas son aproximadas por diferencias, lo que resulta en una representación algebraica de la ecuación diferencial parcial. Así, un problema que involucra herramientas de cálculo, se ha transformado en un problema algebraico.

Al desarrollar lo que se conoce como el método de volúmenes finitos, los principios de conservación son aplicados a una región fija en el espacio conocida como volumen de control. En el enfoque de volúmenes finitos se toma un punto de vista que es claramente diferente del que se toma en cualquier otro método. En el método de diferencias finitas, aceptamos a la ecuación diferencial parcial como la forma correcta y apropiada del principio de conservación (ley física) que rige nuestro problema y simplemente recurrimos a herramientas matemáticas para desarrollar una aproximación algebraica a las derivadas. En el método de volúmenes finitos, las ecuaciones de conservación se aplican a una región en el espacio (volumen de control). Esta forma integral de las ecuaciones de conservación generalmente son bien conocidas desde el comienzo o pueden desarrollarse a partir de la forma diferencial de las ecuaciones de conservación. En este enfoque, se puede reconocer la naturaleza discreta del modelo computacional desde el principio. (Anderson y Tanehill, 1997)

Los primeros programas de CFD utilizaron DF. La mayor desventaja de este método es que está limitado a grillas estructuradas, las cuales son difíciles de aplicar a sistemas con geometrías complejas. Los métodos de VF y EF soportan tanto grillas estructuradas como no-estructuradas y por lo tanto pueden ser aplicados a geometrías más complejas. El método de EF es en general más preciso que el de VF, pero el de VF aplica la ecuación de continuidad a cada volumen de control, resultando en un balance de materia más exacto. VF es más apropiado para flujo de fluidos, mientras que EF es utilizado extensamente en cálculos de sistemas sometidos a tensión, donde satisfacer la ecuación de continuidad en forma local es menos importante.

El software *FLUENT* se basa en el método numérico de volúmenes finitos. En el método de VF, el dominio se divide en un determinado número de volúmenes de control y las ecuaciones diferenciales de transporte se integran sobre cada uno de dichos volúmenes. Luego, se define la fórmula de interpolación entre dos puntos sucesivos de la grilla y se discretizan las ecuaciones para generar un sistema de ecuaciones algebraicas (Patankar, 1980). Las ecuaciones discretizadas obtenidas de esta forma expresan el principio de conservación, para cada variable analizada, en un volumen de

control infinitesimal. Finalmente, las ecuaciones algebraicas son resueltas numéricamente para generar el campo de solución de las variables del sistema en estudio.

La integración sobre el volumen de control de las ecuaciones de conservación requiere calcular los valores de las variables escalares ϕ en las caras de cada volumen de control o celda, para determinar los flujos convectivos y difusivos. Para ello se interpola el valor de la variable ϕ del centro de cada celda a la cara de la misma celda. Existen diferentes esquemas de interpolación. La aplicación de un esquema específico para una variable depende, entre otros, del alineamiento del mallado al campo de flujo. Los esquemas de interpolación de mayor orden presentan una mayor precisión, ya que los esquemas de primer orden introducen dispersión numérica cuando el flujo de fluido es oblicuo al alineamiento del mallado. Sin embargo, los esquemas de interpolación de orden mayor presentan un proceso de solución menos estable.

4.5 – PROCEDIMIENTO DE RESOLUCIÓN POR MEDIO DEL SOFTWARE

El paquete de software *ANSYS FLUENT*, está estructurado alrededor de algoritmos numéricos que pueden abordar problemas de flujo de fluidos. Para que el software pueda comenzar a resolver numéricamente las ecuaciones del modelo junto a las condiciones de contorno e iniciales, debe diseñarse la geometría y el mallado en lo que se conoce como Pre-procesamiento. El paquete de *ANSYS* incluye en el *WORKBENCH* la posibilidad de dibujar la geometría en la cual se van a resolver las ecuaciones de conservación, y generar el mallado para la resolución numérica (*ANSYS-Meshing*). Una vez resueltas las ecuaciones de conservación por medio de *FLUENT*, se puede realizar el análisis de los resultados empleando el *software CFD-POST* de la misma firma. A esta última etapa se la denomina pos-procesamiento. Además, en el presente trabajo se utilizarán, como herramientas de pos-procesamiento adicionales, los programas *MATLAB* y *Autodesk 3DS MAX*.

4.5.1 – PRE-PROCESAMIENTO

Este es el primer paso en la construcción y análisis de un modelo de flujo, y consiste en el ingreso de los parámetros necesarios, para que el simulador pueda resolver el problema de flujo. Las actividades en el estado de pre-procesamiento incluyen:

- Creación de la geometría del problema, el dominio computacional.
- Generación de la malla: la subdivisión del dominio en pequeños volúmenes de control no superpuestos.

Debido a que el proceso de resolución implica el cálculo de las ecuaciones de gobierno en cada uno de los volúmenes elementales, los resultados obtenidos son altamente dependientes del tamaño y cantidad de los mismos. Si el tamaño de los volúmenes elementales es grande se requerirá una pequeña cantidad de ellos para cubrir la geometría, en este caso la cantidad total de ecuaciones a resolver será pequeña y por lo tanto requerirá de pocos recursos computacionales y el tiempo de cómputo será pequeño, sin embargo los resultados no serán precisos debido a que se cuenta con pocos puntos de cálculo para formar la solución final. Por otro lado si el tamaño de los volúmenes elementales es pequeño, se requerirá una gran cantidad de ellos para cubrir la geometría, en este caso la cantidad total de ecuaciones a resolver será muy alta y por lo tanto requerirá de una gran cantidad de recursos computacionales y tiempo de cómputo, sin embargo los resultados obtenidos tendrán una alta precisión debido a que se cuenta con una gran cantidad de puntos de cálculo para formar la solución final.

ANSYS-Meshing consigue un alto grado de automatización de la técnica de mallado que hace que sea posible la generación de diferentes tipos de mallas; entre los elementos (volumen elemental) más importantes que conforman la malla se encuentran:

2D:

- Elemento Triangular
- Elemento Cuadrilateral

3D:

- Elemento Hexaédrico
- Elemento Tetraédrico
- Elemento Piramidal
- Elemento Prismático

En la [Figura 4.1](#) se muestran los diferentes tipos de elementos disponibles para la generación de la malla.

Existen dos tipos de mallas: mallas estructuradas y mallas no estructuradas.

En los mallados estructurados, cada punto de la malla está inequívocamente identificado por los índices i, j, k , en las coordenadas utilizadas. Las celdas de la malla son cuadriláteras en 2D y hexaédricos en 3D.

En los mallados no estructurados, las celdas y los nodos de la malla no tienen un orden particular, es decir, las celdas o nodos cercanos a uno dado, no pueden identificarse directamente por sus índices.

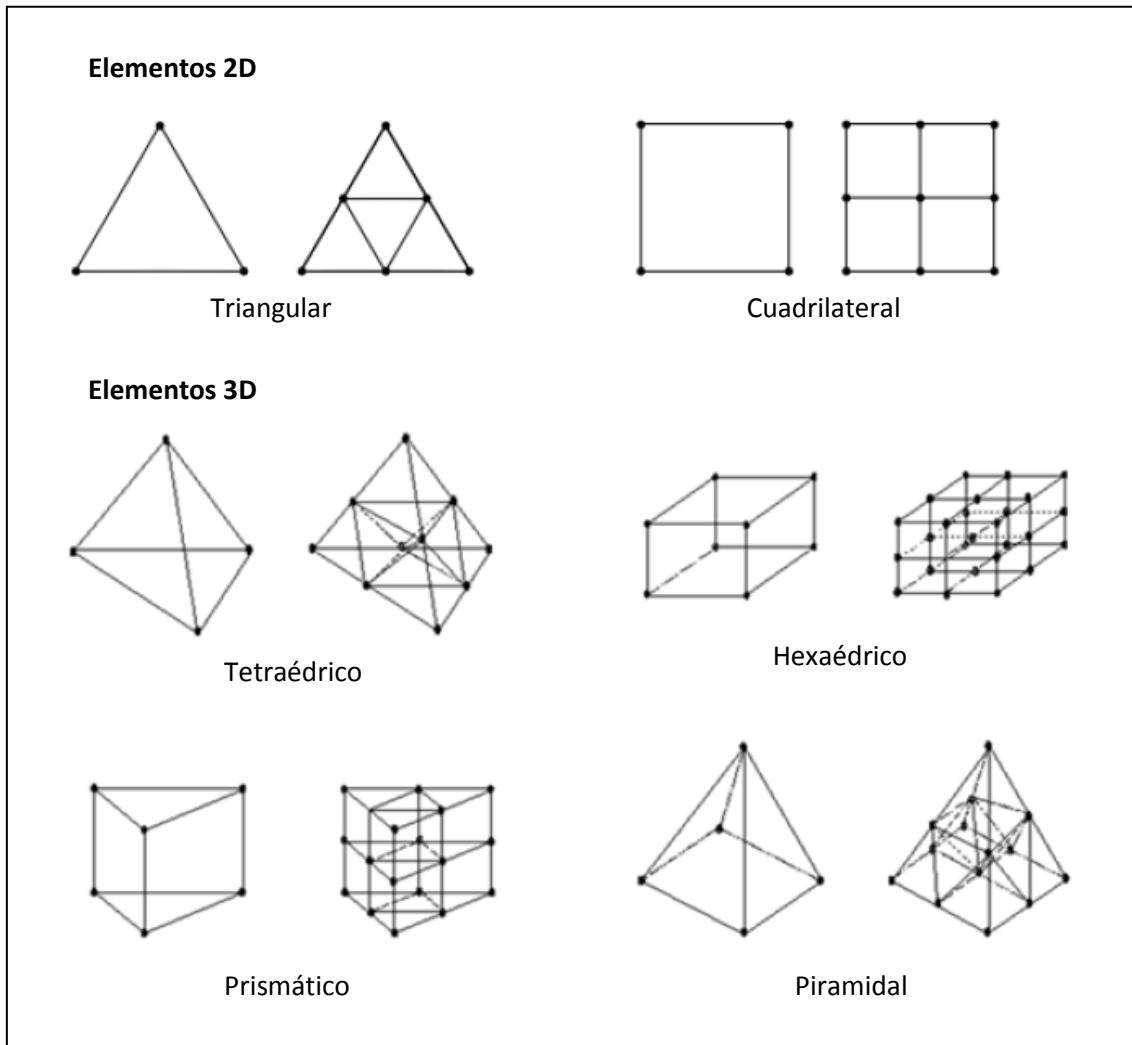


Figura 4.1: Distintos tipos de elementos que pueden emplearse para generar la malla. (Fluent User's Guide, 2011)

La principal ventaja de los mallados estructurados reside en la ordenación de los elementos en memoria, ya que de esta forma, el acceso a las celdas vecinas a una dada resulta muy rápido y fácil. Por otro lado, los mallados no estructurados ofrecen una gran flexibilidad en el tratamiento de geometrías complejas.

Uno de los problemas a determinar en lo que respecta a la malla, es qué tamaño de elementos utilizar, es decir, qué refinamiento de malla es adecuado para el problema a simular por CFD. Para determinar qué refinamiento de malla es el más adecuado, se realiza el proceso de validación de malla.

El proceso de validación de la malla consiste en realizar una serie de simulaciones, todas ellas con los mismos parámetros y modelos, pero cambiando la malla utilizada en cada una de las simulaciones. Durante las simulaciones se realiza el seguimiento de algunos parámetros de interés (Presión, fracción de sólido, temperatura, velocidad, etc.). Luego se comparan los valores de estos parámetros obtenidos con las distintas mallas utilizadas, y se escoge aquella malla que tiene la menor cantidad de volúmenes de control y que es capaz de reproducir los resultados con una precisión similar a la de la malla con la mayor cantidad de volúmenes de control que se haya simulado.

4.5.2 – RESOLUCIÓN

Luego de cumplida la etapa de generación de la malla, se da comienzo a la fase de resolución propiamente dicha. Para ello se deben establecer las condiciones de contorno (es decir, fijar condiciones Dirichlet o de Von Neumann), condiciones iniciales (en caso de régimen no estacionario), propiedades de los materiales del fluido y sólido que intervienen en la simulación, modelos de turbulencia, métodos de resolución y parámetros de convergencia.

4.5.3 – POS-PROCESAMIENTO

Esta es la etapa final de un estudio por CFD, en ella se lleva a cabo la visualización de los resultados obtenidos. A diferencia de los métodos experimentales la simulación por CFD proporciona datos de presión, velocidad, densidad, temperatura y otros valores de interés en todos los puntos del dominio de flujo simulado, por lo tanto al finalizar la simulación se debe realizar el tratamiento de estos datos, con el fin de obtener solo aquellos que tienen importancia práctica en el estudio que se está realizando. *ANSYS* cuenta con una serie de herramientas muy útiles para la visualización de resultados, entre las que se incluyen:

- Diagramas vectoriales del campo de velocidades.

- Diagramas de contorno, de presión, fracción de sólidos, etc.
- Trazado de superficies en dos y tres dimensiones.
- Trazado de líneas de corriente.

Para el procesamiento de imágenes también se utiliza en el presente trabajo *MATLAB* y *Autodesk 3DS MAX*.

CAPÍTULO V

ESTUDIO EXPERIMENTAL DEL SISTEMA FLUIDIZADO

5.1 – CARACTERIZACIÓN DE LA ARENA

Como se describió en capítulos anteriores, es necesario conocer las propiedades físicas de las partículas para poder predecir el tipo de fluidización que se observará en el lecho a velocidades superiores a la de mínima fluidización. Además, las características de las burbujas también dependen del tipo de partículas fluidizadas. Es por ello, que la arena provista por ZOXI S.A. debió ser caracterizada antes de colocarla en el lecho y comenzar la operación.

Primero se debió seleccionar el rango de diámetro de partículas de arena con la que se trabajaría para luego determinar la densidad y esfericidad de las mismas. Además para caracterizar la arena se realizó un análisis mineralógico con un equipo de difracción de RX.

5.1.1 – DETERMINACIÓN DEL DIÁMETRO DE PARTÍCULA

Se realizó un análisis granulométrico para determinar la distribución de tamaño de partícula del sedimento. Para esto, se aplicó el método de tamizado vía húmeda.

Se tomaron 200 g de la muestra de arena previamente cuarteada y se procedió a tamizar la muestra con la ayuda de agua colocándola en una serie de tamices con tamaño de malla 7, 18, 30, 40, 70 y 120. El diámetro de tamiz, según norma ASTM E-11, se presenta en la [Tabla 5.1](#).

Tabla 5.1: Diámetro de tamiz s/ ASTM E-11

Número de malla	Diámetro de tamiz [μm]
7	2800
18	1000
30	600
40	425
70	212
120	125

El retenido en cada tamiz fue trasvasado a vasos de precipitado (previamente pesados) con la ayuda de agua para no perder muestra de arena. Se llevaron las muestras

a estufa para secado a peso constante a 105°C durante 24 hs. Una vez transcurrido este tiempo, se pesó cada uno de los retenidos en seco y se registró su masa. Luego se calcularon los porcentajes de masa retenidos en cada fracción expresados en porcentaje respecto del total de masa de la muestra analizada, como se muestra en la [Tabla 5.2](#)

Tabla 5.2: Retención de sólidos en los tamices

N° Tamiz	Tamaño abertura [mm]	Tamaño medio de sólido [mm]	Retención por tamiz [g]	Retención acumulada [g]	Pasante [g]	Retención por tamiz %	Retención acumulada %
18	1,000	---	1,488	1,488	198,512	0,744	0,744
30	0,600	0,8	68,988	70,476	129,524	34,494	35,238
40	0,425	0,5125	45,974	116,45	83,55	22,987	58,225
70	0,210	0,3175	64,765	181,215	18,785	32,3825	90,6075
120	0,125	0,1675	6,372	187,587	12,413	3,186	93,7935
Fondo	<0,125	---	12,413	200	0	6,2065	100

Para la fluidización en régimen de burbujeo se buscó obtener partículas Geldart B por lo que se seleccionó para el estudio, el diámetro de partícula correspondiente a aquel retenido en la malla 40 ($420 \mu m < d_p < 600 \mu m$). Como valor medio se adoptó $\bar{d}_p = 512,5 \mu m$.

5.1.2 – MEDICIONES DE LA DENSIDAD

Para la determinación de la densidad de la arena se utilizó un picnómetro de 25 mL empleando agua como fluido. La medición se realizó por triplicado.

En primer lugar se pesó el picnómetro sin contenido y seco en balanza analítica y se registró la masa (m_{pic}). Luego se agregó una muestra de aproximadamente 15 g y se registró la masa del picnómetro más la masa de arena ($m_{pic+arena}$). En tercer lugar se enrasó el picnómetro con agua y se registró la masa del picnómetro más la masa de arena y la masa de agua ($m_{pic+arena+H_2O}$). A partir de esta información se calculó la masa de agua ($m_{H_2O}^A$) contenida en el picnómetro con la arena (Caso A).

$$m_{H_2O}^A = m_{pic+arena+H_2O} - m_{pic+arena} \quad (5.1)$$

Una vez registrado, se volvió a vaciar y secar el picnómetro y se llenó de agua únicamente y se registró la masa del picnómetro más el agua. Por diferencia de masa se obtuvo la masa de agua ($m_{H_2O}^B$) contenida sola en el picnómetro (Caso B).

$$m_{H_2O}^B = m_{pic+H_2O} - m_{pic} \quad (5.2)$$

La densidad del agua se puede calcular con el Caso B de la siguiente manera:

$$\rho_{H_2O} = \frac{m_{H_2O}^B}{25 \text{ mL}} \quad (5.3)$$

Si se compara el Caso A y el Caso B, se puede calcular el volumen desplazado de agua (V_{desp}) por la arena en el caso A de la siguiente manera:

$$V_{desp} = \frac{m_{desp}}{\rho_{H_2O}} = \frac{m_{H_2O}^B - m_{H_2O}^A}{\rho_{H_2O}} \quad (5.4)$$

donde el volumen de agua desplazado es ocupado por la arena, por lo tanto, ese volumen corresponde al de la arena. Se puede ahora calcular la densidad de la arena ρ_P :

$$\rho_P = \frac{m_{arena}}{V_{desp}} = \frac{m_{pic+arena} - m_{pic}}{V_{desp}} \quad (5.5)$$

El procedimiento se realizó por triplicado obteniendo un valor para la densidad de la arena de $\rho_P = 2650 \text{ kg/m}^3$.

Con la información ya disponible se pudo clasificar a las partículas como Geldart B.

5.1.3 – COMPOSICIÓN MINERALÓGICA DE LA ARENA

Para la determinación de la composición mineralógica, se tomó una muestra de 2 g de arena cuarteada y se realizó la molienda con mortero de ágata hasta obtener un tamaño de partícula menor a 75 μm . Se montó el polvo de muestra total sobre un portamuestras de carga vertical y se obtuvo un difractograma de RX en un barrido desde los 3° a los 60° 2 θ a una velocidad de 3°/min con un ánodo de Cu $\lambda = 1,544 \text{ \AA}$, filtro de Ni, en un equipo DII Max-C, Rigaku, procesado por el software Jade 7.0.

El análisis del DRX mostró como principal mineral el cuarzo (SiO_2) y como escaso, feldespatos, por lo cual se puede afirmar que la muestra contiene más del 99% de sílice.

5.1.4 – ESFERICIDAD Y REDONDEZ DE LAS PARTÍCULAS DE ARENA

La esfericidad de las partículas se refiere a la forma de las mismas comparable a una esfera en estado ideal, mientras que la redondez se relaciona con la agudeza de las aristas y de los vértices de un fragmento, independientemente de la forma.

Sobre una fracción de la muestra del diámetro seleccionado según explicado en la sección 5.1.1, se determinó la esfericidad y redondez de las partículas para lo cual se utilizó la metodología indicada en la norma API: *Recommended practices for Testing Sand Used in Hydraulic Fracturing Operation 56 – Sec Ed., 1995*.

Mediante el uso de una lupa binocular con cámara fotográfica incorporada, se tomaron imágenes de la muestra. Sobre cada imagen se realizaron observaciones de esfericidad y redondez con la carta comparativa visual (s/norma API) sobre 300 granos de arena (Figura 5.1). Posteriormente se realizó el cálculo de la media aritmética de cada uno de los parámetros analizados.

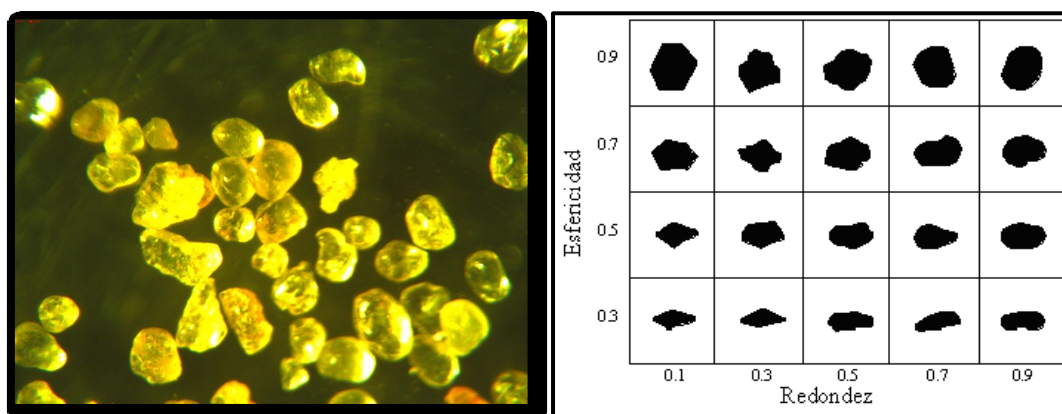


Figura 5.1: La imagen de la izquierda muestra la arena vista con lupa binocular, mientras que la imagen de la derecha corresponde a la carta comparativa de esfericidad y redondez (API 56)

La arena analizada arrojó una esfericidad $\Psi = 0,8$, que corresponde a una esfericidad moderada y una redondez $R = 0,6$, que se clasifica como arena subredondeada a redondeada.

5.2 – CURVA DE FLUIDIZACIÓN EXPERIMENTAL

Para trazar la curva experimental de fluidización de arena, se utilizó un lecho cilíndrico de acrílico de 85 cm de alto y 10,93 cm de diámetro interno con un distribuidor de placa perforada con orificios de 1 mm de diámetro en arreglo alineado. Se utilizó un compresor de 3 kW y 2860 rpm para impulsar el aire dentro del lecho. La línea de descarga del compresor se divide en dos, una rama que conduce el aire al lecho y que está restringida con una válvula que permite la regulación del caudal durante las experiencias y un venteo que se dirige al exterior. El lecho cuenta con sensores de presión diferencial, de caudal (anemómetro de hilo caliente) y temperatura; todos ellos conectados a un sistema de adquisición de datos. La [Figura 5.2](#) muestra un esquema del equipo.

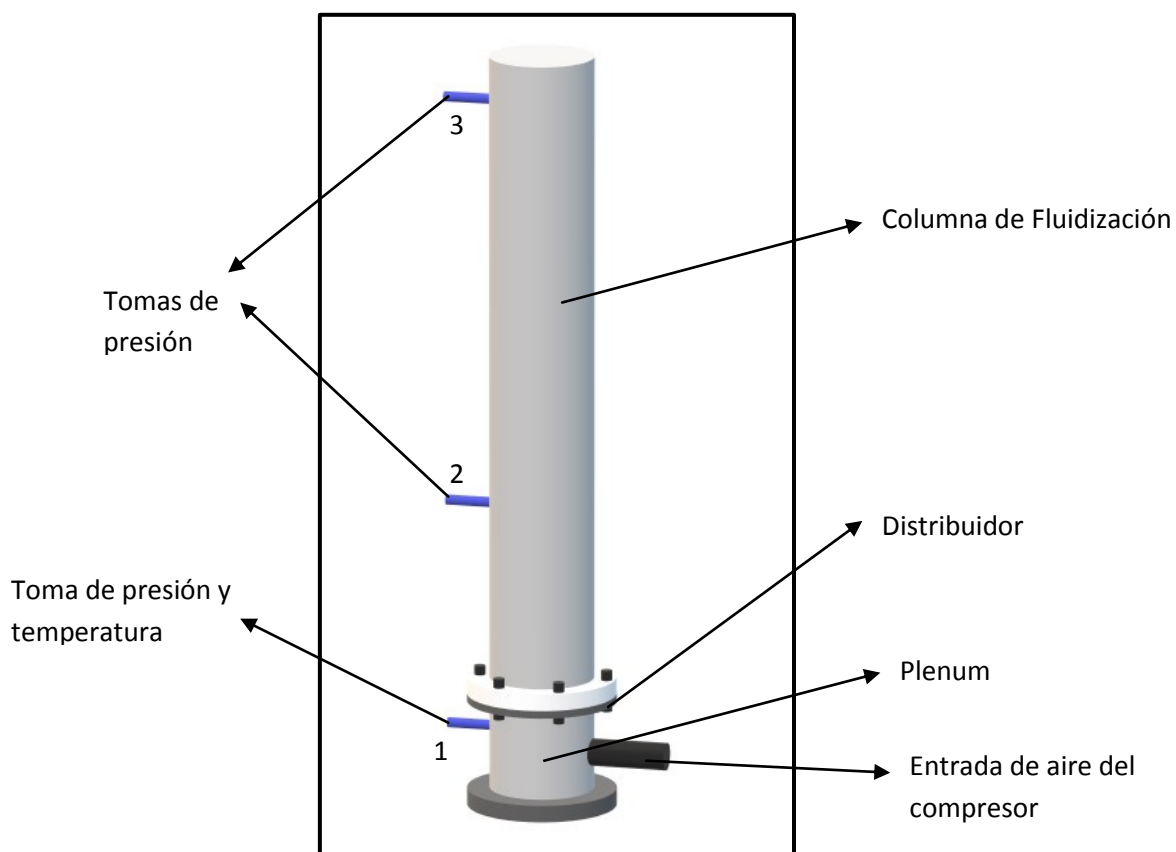


Figura 5.2: Lecho cilíndrico utilizado

Primero se midió la pérdida de carga provocada por el distribuidor con el lecho vacío, conectando un manómetro digital en las tomas 1 y 2 ([Figura 5.2](#)). Durante las mediciones se fue variando el caudal del aire que ingresaba al lecho y registrando la pérdida de carga para cada valor de caudal. Con los datos obtenidos se realizó un

gráfico y se obtuvo, mediante un ajuste por mínimos cuadrados, una función polinómica de segundo grado de la pérdida de carga en función de la velocidad superficial del aire.

Una vez obtenida la información de la pérdida de carga en el distribuidor, se prosiguió a cargar el lecho con la arena pre-tamizada caracterizada en la Sección 5.1. La altura de arena cargada fue de 11,9 cm luego de que la misma quedó compactada en el lecho. El esquema de operación para la toma de mediciones y operación del lecho se muestra en la [Figura 5.3](#).

Durante el ensayo se registraron progresivamente los los valores de velocidad superficial del aire y pérdida de carga a través del lecho. La velocidad superficial del aire se fue aumentando gradualmente hasta que el lecho comenzó a fluidizar. A partir de allí, con incrementos aún mayores de la velocidad superficial del gas se observó que el lecho permaneció en estado fluidizado y que la pérdida de carga oscilaba siempre alrededor de un valor medio.

Una vez alcanzada una velocidad superficial del aire de aproximadamente 1 m/s se comenzó a disminuir nuevamente el caudal. Se registraron los datos de velocidad y pérdida de carga hasta llegar a caudal nulo (curva de des-fluidización).

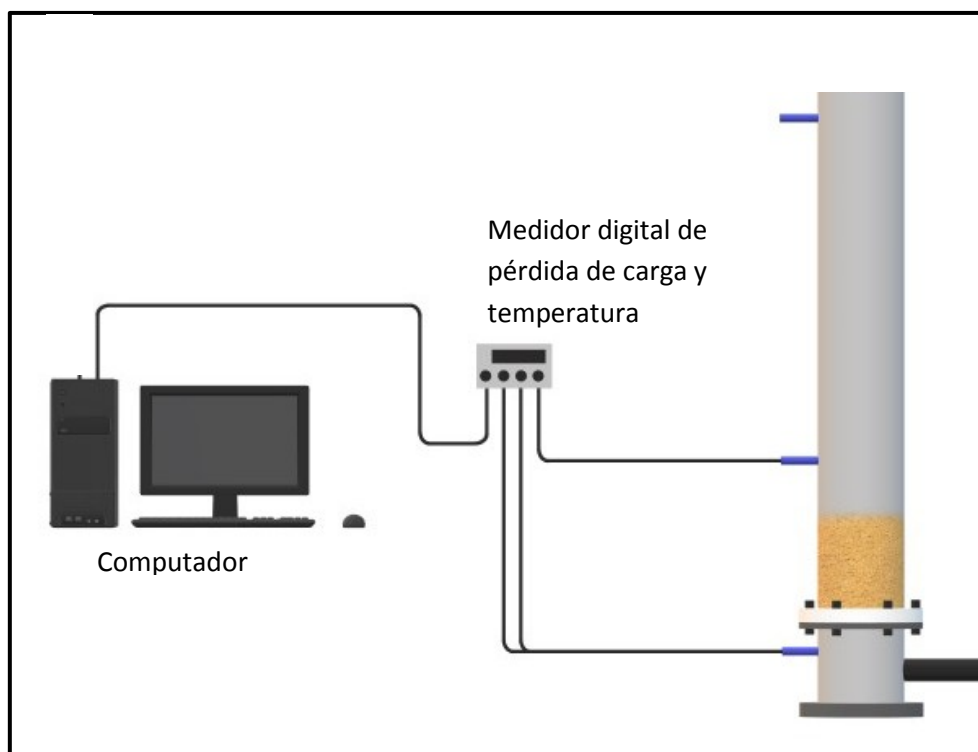


Figura 5.3: Sistema fluidoizado conectado para la obtención de la curva de fluidoización experimental.

Con los datos obtenidos se construyó la curva de pérdida de carga en función de la velocidad superficial del aire. De esta manera, se obtuvieron dos curvas; la de fluidización y la de des-fluidización. A partir de estas curvas es posible determinar la velocidad de mínima fluidización tal como se explicó en el Capítulo 2, Sección 2.5.2. La velocidad de mínima fluidización es una característica del sistema aire-sólido, por lo que es independiente de la altura inicial del lecho.

Las curvas se presentaran en el Capítulo VIII.

5.3 – ANÁLISIS Y CARACTERIZACIÓN DE LA FASE BURBUJA

Para estudiar el comportamiento de la fase burbuja en un lecho fluidizado del par aire-arena de manera experimental, se utilizó un lecho bidimensional de acrílico de 0,59 m de ancho, 0,7 m de alto y 0,025 m de profundidad con distribuidor de placa perforada (Figura 5.4).

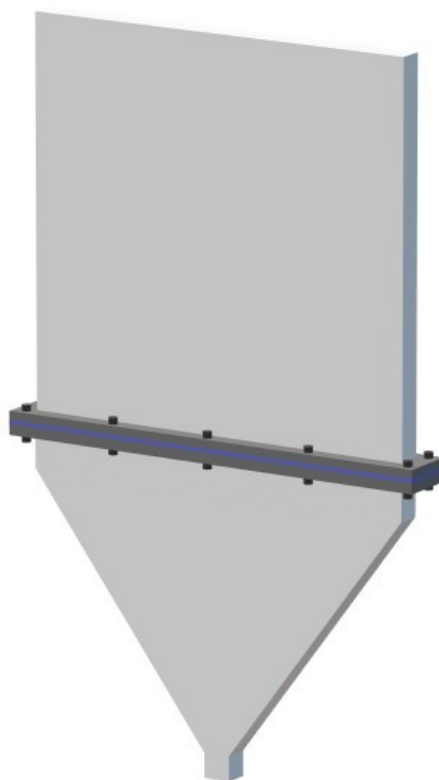


Figura 5.4: Esquema del lecho bidimensional utilizado

Se cargó el lecho con la arena seleccionada de iguales características a la utilizada en el lecho cilíndrico para el armado de la curva de fluidización. La altura

inicial de sólidos fue de 0,32 m y se trabajó con una velocidad superficial de gas de $U = 0,35 \text{ m/s}$. Se utilizaron reflectores de alta potencia para poder iluminar el lecho desde atrás y así poder mejorar la definición de las burbujas observadas. Mediante una cámara fotográfica de alta velocidad (60 cuadros por segundo) se tomaron fotografías del lecho operando en régimen de burbujeo. Se tomaron 1500 fotografías en un intervalo de tiempo de 25 s.

La instalación utilizada se puede observar en la [Figura 5.5](#)

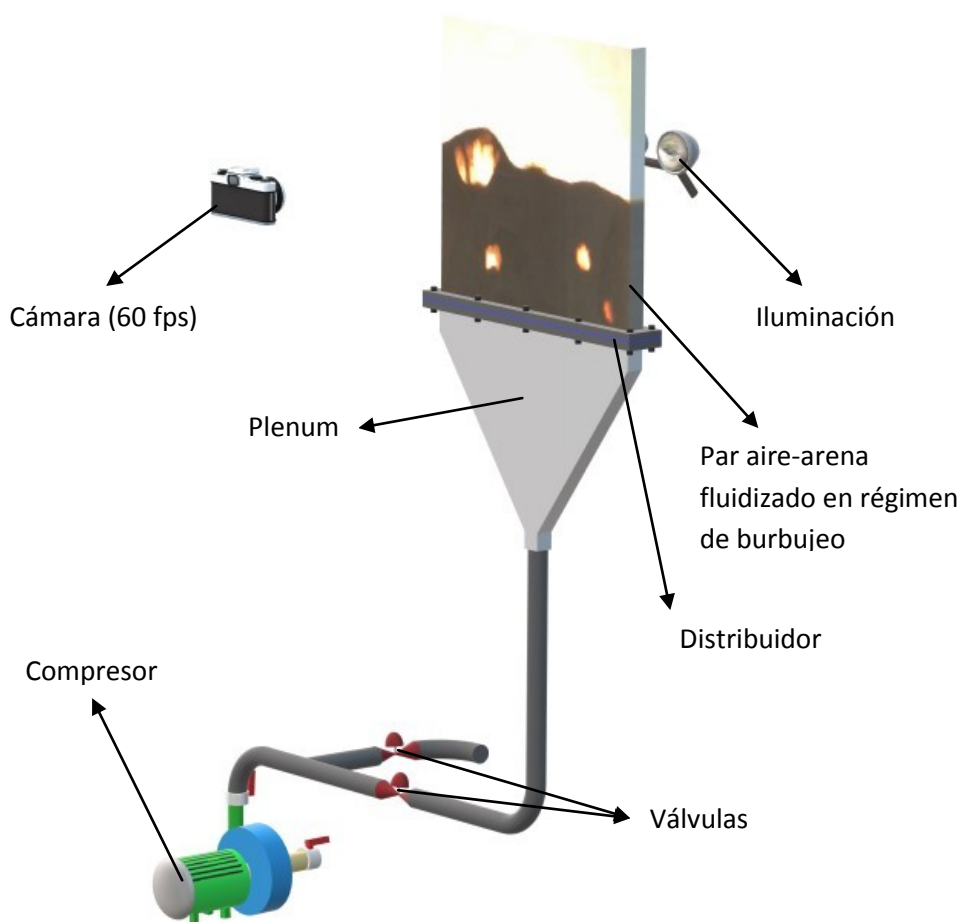


Figura 5.5: Sistema conectado para el análisis de burbujas

Para poder realizar el pos-procesamiento de las imágenes (descrito en el Capítulo VII) fue necesario colocar como referencia gráfica en el lecho, un cuadrado de 51 mm de lado interno ([Figura 5.6](#)).

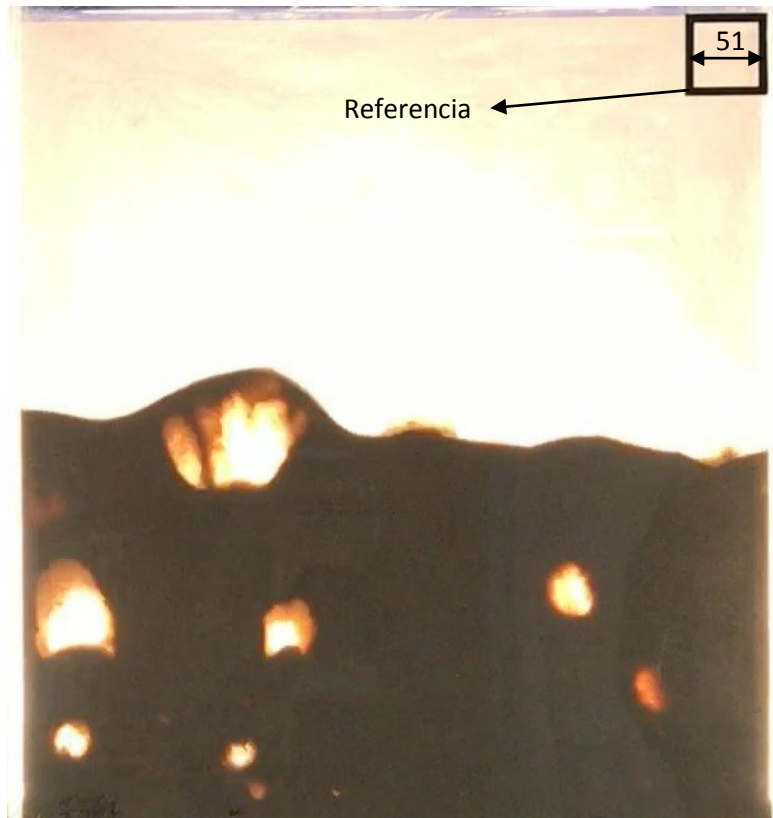


Figura 5.6: Fotografía del lecho con la referencia

Las imágenes obtenidas, son posteriormente analizadas mediante un software especialmente desarrollado con la herramienta MATLAB, con el objeto de determinar diámetro y velocidad de las burbujas (Capítulo VII).

CAPÍTULO VI

SIMULACION DEL SISTEMA FLUIDIZADO POR CFD

6.1 – CURVA DE FLUIDIZACIÓN

Las simulaciones fueron realizadas utilizando el *software* de fluidodinámica computacional *ANSYS 14.0*.

Para construir la curva de fluidización se simuló un lecho de arena de iguales características que el experimental, para distintas velocidades superficiales del aire, abarcando desde la condición de lecho fijo a la de lecho fluidizado.

En primer lugar se debió dibujar el dominio del lecho utilizando el programa *Design Modeler* de la misma firma. A continuación se realizó el mallado con distintos refinamientos para la validación de malla utilizando el programa *Meshing (ICEM CFD)* también de *ANSYS*. Por último, la resolución numérica de las ecuaciones se realizó con el *software ANSYS-FLUENT*.

6.1.1 – MALLADO DEL LECHO A SIMULAR

Si bien el procedimiento de armado del dominio y mallado del lecho es similar en las simulaciones para lecho fijo y lecho fluidizado, existen algunas diferencias que se detallarán más adelante.

El proceso de validación de la malla tiene como objetivo evaluar el grado de refinamiento requerido de modo de asegurar la independencia del resultado de la malla. Este análisis se realizó simulando el lecho en régimen fluidizado. Por lo tanto, en primer lugar se describirá el proceso de mallado para este caso.

Para simular el lecho fluidizado, se optó por reducir la altura del mismo en comparación con el lecho cilíndrico experimental con el objeto de disminuir el tiempo de cómputo, ya que la parte superior no era alcanzada por el material sólido y la pérdida de carga resultó despreciable. Así, se dibujó un lecho con el mismo diámetro (0,1093 m) y se redujo la altura a 0,4 m ([Figura 6.1](#))

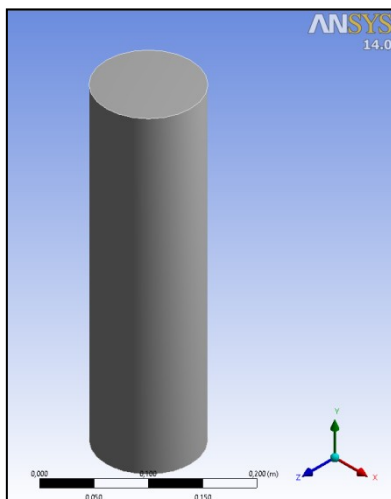


Figura 6.1: Lecho cilíndrico dibujado en Design Modeler

Una vez terminado el esquema en *Design Modeler*, se prosiguió al mallado del dominio seleccionando la opción "Mesh" desde *WORKBENCH*.

Primero se nombraron las secciones del lecho para luego poder configurar las condiciones de contorno en *FLUENT*. En este caso, el dominio sólo está formado por una zona definida como fluido (*Interior-fluid*). La pared lateral del lecho se identificó como *Wall* (donde rige la condición de no deslizamiento para el aire), la superficie o "tapa" inferior se identificó como *Velocity-inlet* donde se configurará la velocidad establecida mediante la magnitud normal a la superficie de entrada y, por último, la superficie o "tapa" superior se identificó como *Pressure-outlet*, con una presión manométrica constante de 0 Pa.

Para el mallado (malla estructurada), se seleccionó el método "*Multizone*" con opción de elementos hexaédricos (volúmenes finitos), *hexa*. Se generaron tres mallas de distinto tamaño de volumen de control (elemento) variando el parámetro *Max Face Size*, obteniéndose tres distintos refinamientos de malla con diferente cantidad de elementos o volúmenes de control.

En la [Tabla 6.1](#) se resumen las características de cada malla. Se denominó a estas tres mallas "malla gruesa", "malla media" y "malla fina".

Tabla 6.1: Descripción del número de elementos de cada malla

Nombre de malla	Max FaceSize	Nº de elementos
Malla Gruesa	0,0045 m	48772
Malla Media	0,0029 m	162564
Malla Fina	0,0025 m	245600

El refinamiento de la malla se puede observar en la [Figura 6.2](#)

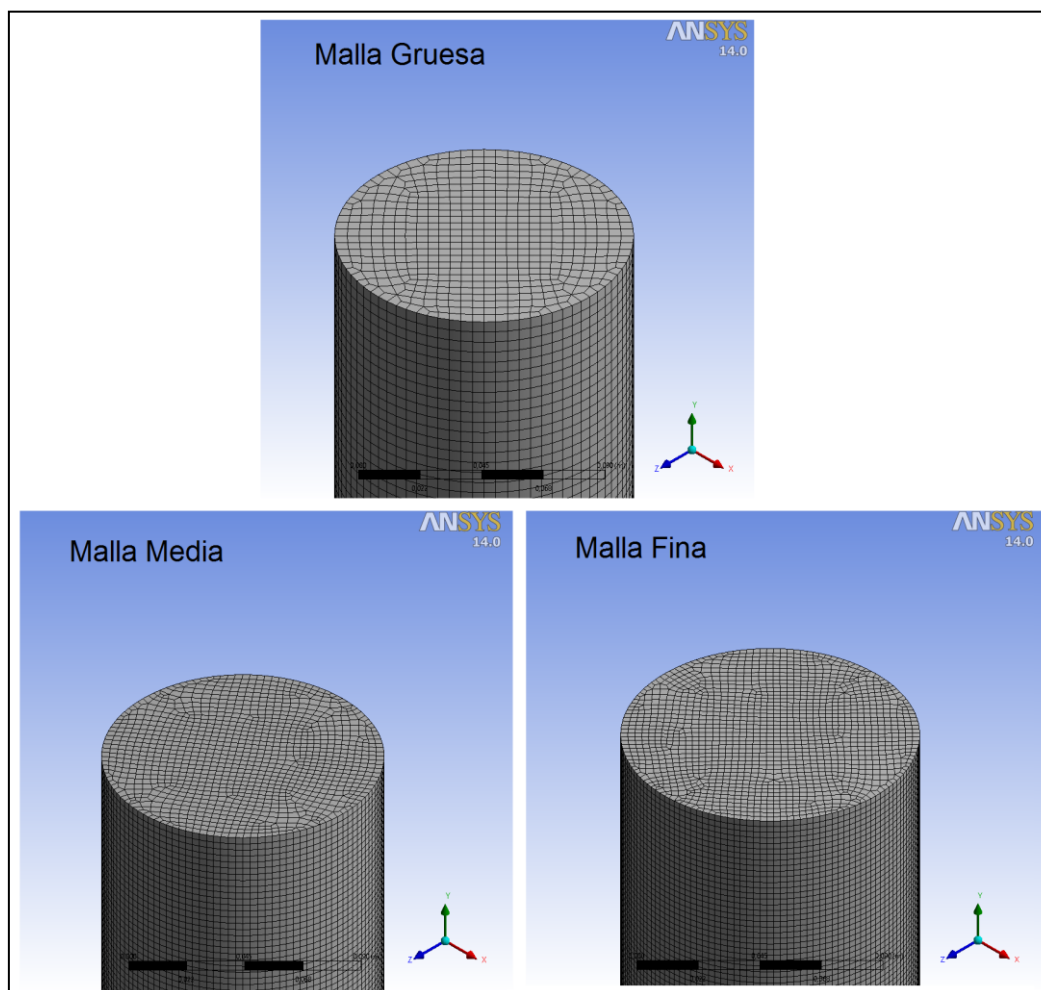


Figura 6.2: Esquema de las tres mallas con distintos tamaños de elemento (volúmenes finitos).

Con estas tres mallas, se realizaron simulaciones en estado transitorio con una velocidad del aire en la entrada de 0,57 m/s y se registró la caída de presión en distintos tiempos, la cual se promedió luego para obtener la caída de presión media. La explicación de cómo se realiza la simulación se verá en la Sección 6.1.3. Los valores de pérdida de carga de las tres mallas se utilizaron para comparar y poder seleccionar qué malla se utilizaría.

En la [Tabla 6.2](#) se muestran los valores de pérdida de carga obtenidos con cada malla y el error relativo de las dos mallas más gruesas respecto de la malla fina.

Tabla 6.2: Pérdida de carga media obtenida en cada malla para $U = 0,57$ m/s

	Malla Fina	Malla Media	Malla Gruesa
Cantidad de elementos	245600	162564	48772
Pérdida de carga media [Pa]	1830,14	1843,04	1808,37

Error relativo respecto de la Malla Fina (%)	-	0,7	1,19
Tiempo de resolución de máquina [días]	10	6	2

Debido a que el error relativo de la malla media fue menor al 1% respecto de la malla más fina y el tiempo de cómputo se redujo en un 40%, se decidió utilizar esta malla. La malla de 48772 volúmenes de control, no presentó un error significativo, sin embargo se observó que, debido al tamaño de los elementos, la definición de las burbujas obtenidas no resultó adecuada para su análisis. Para las demás simulaciones se utilizó el valor de *Max Face Size* empleado en la malla seleccionada (0,0029 m).

6.1.2 – SIMULACIÓN DEL LECHO FIJO

Para construir la curva de fluidización se debieron realizar las simulaciones tanto en condición de lecho fijo como de lecho fluidizado. La principal diferencia entre estas dos simulaciones reside en que el lecho fijo se simula en estado estacionario, aplicando el modelo de medio poroso, mientras que, el lecho fluidizado, en estado transitorio y mediante un modelo multifásico.

6.1.2.1 – MODELO DEL MEDIO POROSO

En la ingeniería química, el modelo de medio poroso puede ser utilizado en una amplia variedad de problemas de una fase y multifásicos, incluyendo lechos empacados, papeles de filtro, placas perforadas, distribuidores de flujo y bancos de tubos.

El modelo incorpora una resistencia al flujo en la región definida como "*porosa*". El modelo de medio poroso es un sumidero de momento en las ecuaciones de gobierno de cantidad de movimiento a través de parámetros pertinentes.

Las siguientes condiciones y limitaciones caracterizan este modelo:

- El volumen físicamente presente en una región empaquetada, no está representado. *ANSYS FLUENT*, por defecto, utiliza y reporta la velocidad superficial en el interior del medio poroso, basado en la velocidad de flujo volumétrico, para garantizar la continuidad de los vectores de velocidad a través de la interfase del medio poroso.
- En general el modelo de medio poroso, supone que la porosidad es isotrópica, y en la realidad, esta puede variar con el tiempo y el espacio.

- Los términos de resistencia de momento y fuentes de calor son calculados separadamente en cada fase.
- La interacción entre un medio poroso y ondas de choque no son considerados.

El modelo del medio poroso considera la adición de un término fuente de momento a las ecuaciones estándar del flujo de fluidos, que representa las fuerzas de resistencia del material sólido en el gas. El término fuente está formado por dos partes: un término de pérdidas viscosas (ley de Darcy), y un término de pérdidas inerciales.

$$S_i = - \left(\sum_{j=1}^3 D_{ij} \mu v_j + \sum_{j=1}^3 C_{ij} \frac{1}{2} \rho v v_j \right) \quad (6.1)$$

donde S_i es el término fuente para la ecuación de momento "i" (con $i = x, y$ o z), D o C son matrices establecidas y v_j son las componentes de la velocidad. Este sumidero de momento contribuye al gradiente de presión en las celdas porosas, creando una caída de presión que es proporcional a la velocidad del fluido en la celda.

Para el caso más simple de medio poroso homogéneo:

$$S_i = - \left(\frac{\mu}{\alpha} v_i + C_2 \frac{1}{2} \rho |v| v_i \right) \quad (6.2)$$

donde α es la permeabilidad del medio poroso y C_2 el factor de resistencia inercial.

En flujos laminares a través de medios porosos, la caída de presión es generalmente proporcional a la velocidad y la constante C_2 puede ser considerada igual a cero. Ignorando la aceleración convectiva y la difusión, el modelo de medio poroso se reduce a la ley de Darcy:

$$\nabla p = - \frac{\mu}{\alpha} \vec{v} \quad (6.3)$$

A velocidades de flujo altas, la constante C_2 en la ecuación (6.1) provee una corrección para las pérdidas inerciales en el medio poroso. Esta constante puede ser vista como un coeficiente de pérdida por unidad de longitud a lo largo de la dirección de flujo, permitiendo a la pérdida de carga ser especificada como una función de las cargas de velocidad. Para problemas en los que la permeabilidad es elevada (banco de tubos,

placas perforadas), el término de pérdidas viscosas puede ser omitido en la ecuación (6.1) resultando:

$$\Delta p = - \sum_{j=1}^3 C_{2ij} \left(\frac{1}{2} \rho v_j |v| \right) \quad (6.4)$$

En el manual de *ANSYS FLUENT, User's Guide – Cell Zone and Boundary Conditions* se desarrollan distintas maneras de estimar los valores de α y C_2 para un lecho fijo, dependiendo del tipo de información con que se cuente. Una de las formas de estimar α y C_2 , es a partir de datos experimentales de pérdida de carga en función de la velocidad superficial del agente fluidizante, es decir, datos experimentales de la curva de lecho fijo. Esta metodología fue utilizada en el presente trabajo.

En primer lugar, partiendo de los datos experimentales de la curva construida previamente en la región de lecho fijo, se realizó un ajuste de mínimos cuadrados mediante una función polinómica de segundo grado:

$$\Delta P = A U_0^2 + B U_0 \quad (6.5)$$

siendo A y B los valores que surgen del ajuste. Por comparación de (6.5) con (6.2), obtenemos:

$$C_2 = \frac{2 A}{\rho \Delta n} \quad (6.6)$$

$$\alpha = \frac{\mu \Delta n}{B} \quad (6.7)$$

donde Δn es la altura del medio poroso, que en este caso es la altura de arena del lecho fijo.

Es importante aclarar que se utilizaron los datos experimentales correspondientes a la curva de "des-fluidización. En la [Figura 6.3](#) se muestra la curva obtenida experimentalmente junto con la ecuación de ajuste de mínimos cuadrados polinómica de segundo grado junto con el valor de R^2 .

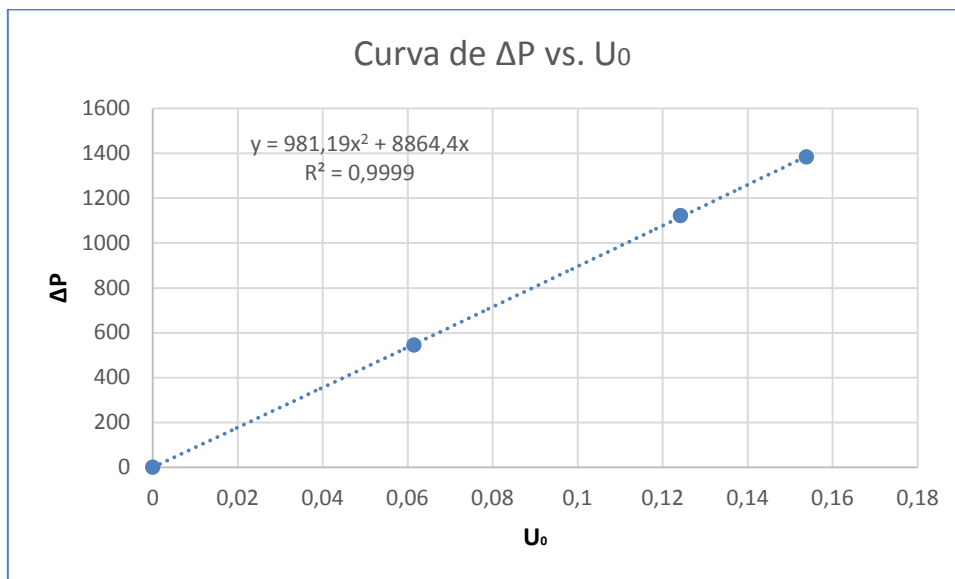


Figura 6.3: Curva de ajuste experimental para determinación de α y C_2 .

Se obtuvo así la ecuación de ajuste:

$$\Delta P = 981,19U_0^2 + 8864,4U_0 \quad (6.8)$$

Obteniendo así los valores de α y C_2 :

$$C_2 = 5,4592 \text{ m}^{-1} \quad (6.9)$$

$$\frac{1}{\alpha} = 4,1638 \times 10^9 \text{ m}^{-2} \quad (6.10)$$

Como se puede observar se expresa la inversa de α debido que así lo requiere el ingreso de datos de *FLUENT*.

6.1.2.2 – MALLA Y PARÁMETROS DE SIMULACIÓN DEL LECHO FIJO

Para simular el lecho fijo se trabaja con una geometría reducida respecto de aquella generada para la validación de malla. Como se utiliza el modelo de medio poroso, el dominio (geometría) se limita a la altura de arena cargada en el lecho (11,9 cm).

Para el mismo valor de *Max Face Size*, la malla utilizada contiene 73680 elementos de control (o volúmenes de control).

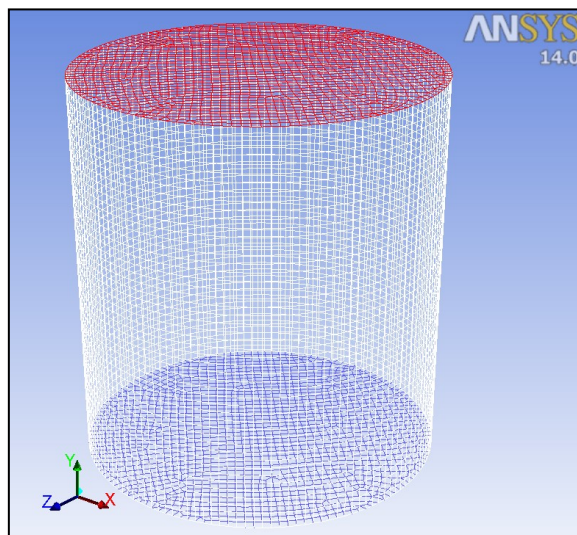


Figura 6.4: Malla utilizada para la simulación de lecho fijo.

Nuevamente se definieron las secciones de la malla. El dominio interior está conformado por una única zona, el medio poroso (*Porous-zone*). La superficie lateral del lecho fue definida como *Wall*, la superficie inferior (en color azul en la [Figura 6.4](#)) como *Velocity-inlet*, la frontera superior (en color rojo en la [Figura 6.4](#)) como *Pressure-outlet*.

La simulación se realiza en estado estacionario y se introducen en las configuraciones del problema las propiedades del aire y del medio poroso. En la sección de *Cell Zone Conditions* se introducen los parámetros de resistencia viscosa ($\mathbf{1}/\alpha$) y de resistencia inercial (\mathbf{C}_2) del medio poroso. Se empleó el esquema de resolución SIMPLE para resolver la ecuación de presión y velocidad. La discretización espacial se realizó con el esquema *Second Order* para la presión y *Second Order Upwind* para el momento. Se colocó un monitor de superficie en la entrada (*Velocity-inlet*) para evaluar los valores de presión estática cada 10 (diez) iteraciones.

La configuración general del problema y metodología de resolución se sintetizan en la [Tabla 6.3](#).

Tabla 6.3: Configuración del problema y de solución para lecho fijo

Configuración del problema	General	<i>Type</i>	<i>Pressure-Based</i>
		<i>Velocity Formulation</i>	<i>Absolute</i>
		<i>Time</i>	<i>Steady</i>
	Modelo	<i>Models</i>	<i>Viscous - Laminar</i>
	Materiales	<i>Fluid</i>	<i>Air</i> $\rho_{\text{aire}} = 1,227 \text{ kg/m}^3$

			$\mu_{\text{aire}} = 1,923 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$	
	Condiciones de celda	<i>fluid</i>	<i>Porous Zone:</i> $1/\alpha = 4,1638 \times 10^9 \text{ m}^{-2}$ $C_2 = 5,4592 \text{ m}^{-1}$	
	Condiciones de borde	<i>Velocity-inlet</i>	Aquí van los distintos valores de la velocidad de entrada del aire en m/s	
<i>Wall</i>		<i>Stationary Wall</i> <i>No slip</i>		
Solución	Método de solución	<i>Pressure-Velocity coupling</i>	<i>Scheme: SIMPLE</i>	
		<i>Spatial Discretization</i>	<i>Gradient</i>	<i>Least Squares Cell Based</i>
			<i>Pressure</i>	<i>Second Order</i>
		<i>Momentum</i>	<i>Second Order Upwind</i>	
	Inicialización de la solución	<i>Initialization Method</i>	<i>Hybrid Initialization</i>	
	Corrida de cálculo	<i>Number of iterations</i>	<i>1000</i>	
<i>Reporting Interval</i>		<i>1</i>		

Las simulaciones se realizaron con los mismos valores de velocidad de la curva experimental de "des-fluidización".

6.1.3 – SIMULACIÓN DEL LECHO FLUIDIZADO

Para velocidades superficiales del aire más elevadas, el lecho comienza a fluidizar. La simulación se realiza en estado transitorio empleando un modelo multifásico.

6.1.3.1 – ELECCIÓN DEL MODELO MULTIFASE

Un gran número de flujos encontrados en la naturaleza son mezclas de fases. El concepto de un sistema de flujo multifásico se aplica en un sentido más amplio que el que concierne exclusivamente a las fases físicas de la materia. En el flujo multifásico, una fase puede definirse como una región identificable de materia que tiene una respuesta inercial particular a una interacción con el flujo y el campo potencial en el que se encuentra inmerso.

Los regímenes de flujo multifásico se pueden agrupar en cuatro categorías:

- Flujos Gas-Líquido o Líquido-Líquido.
- Flujos Gas-Sólido.
- Flujos Líquido-Sólido.
- Flujos trifásicos.

El primer paso para resolver cualquier problema multifásico es determinar cuál de los regímenes descritos anteriormente representa mejor el flujo. Los lechos fluidizados que se estudian en este trabajo corresponden a la categoría de flujos gas-sólido.

Actualmente hay dos enfoques para el cálculo de flujos multifásicos:

- **Enfoque Euler - Lagrange:** Este enfoque cuenta con el modelo Lagrangiano de fase discreta, en el cual la fase fluida es tratada como una fase continua por medio de la resolución de las ecuaciones de Navier-Stokes, mientras que la fase dispersa es resuelta por medio del seguimiento de un gran número de partículas, gotas o burbujas, a través del campo de flujo calculado. La fase dispersa puede intercambiar momento, masa y energía con la fase fluida.
- **Enfoque Euler - Euler:** En este enfoque, las diferentes fases son tratadas matemáticamente como fases continuas e interpenetrantes. Dado que el volumen de una fase no puede ser ocupado por las otras fases, se introduce el concepto de fracción volumétrica de fase. Estas fracciones volumétricas son asumidas como funciones continuas del tiempo y el espacio y su sumatoria es igual a uno. Las ecuaciones de conservación para cada fase son derivadas para obtener un conjunto de ecuaciones, que tienen una estructura similar para todas las fases. Estas ecuaciones son cerradas por medio de relaciones constitutivas que son obtenidas de información empírica, o en el caso de flujo granular, por medio de la aplicación de la teoría cinética.

Una condición fundamental del modelo *Euler-Lagrange* es que la fase dispersa ocupa una pequeña fracción de volumen, incluso cuando el flujo másico de partículas es mayor que el de la fase fluida. Esto lo hace inapropiado para modelar mezclas líquido-líquido, lechos fluidizados o cualquier otra aplicación donde la fracción volumétrica de

la segunda fase no puede ser despreciada. Es por ello que en el caso específico de Lechos Fluidizados el enfoque Euler - Euler resulta el más apropiado.

6.1.3.2 – MODELOS BASADOS EN EL ENFOQUE EULER - EULER

ANSYS FLUENT cuenta con tres modelos disponibles basados en el enfoque Euler-Euler: el modelo de volumen de fluido *VOF (Volume of Fluid)*, el modelo de la mezcla y el modelo Euleriano, siendo este último el recomendado para la simulación de lechos fluidizados.

El modelo Euleriano es el modelo multifásico más complejo con el que cuenta *ANSYS FLUENT*. Este modelo resuelve un conjunto de n ecuaciones de momento y continuidad para cada fase. El acople de estas ecuaciones es alcanzado a través de la presión (que es la misma para todas las fases) y los coeficientes de intercambio entre fases. La manera en la cual se maneja este acople depende del tipo de fases involucradas, los flujos granulares (fluido-sólido) se tratan de forma diferente que los flujos no granulares (fluido-fluido). Para flujos granulares, las propiedades se determinan de la aplicación de la teoría cinética. Las aplicaciones del modelo multifásico Euleriano incluyen: columnas de burbujeo, *risers*, suspensiones de partículas y lechos fluidizados.

Fracción volumétrica

Como se ha mencionado, el uso del enfoque multifásico de Euler requiere la incorporación del concepto de fracción volumétrica (α). Para el caso de la fase genérica q , su volumen está dado por:

$$V_q = \int_V \alpha_q dV \quad (6.11)$$

y la condición que se debe cumplir es:

$$\sum_{q=1}^n \alpha_q = 1 \quad (6.12)$$

Ecuaciones de conservación

Para el caso en estudio, se cuenta con dos fases, una sólida granular a la que se denota con la letra s (que *FLUENT* interpreta como fase secundaria) y una fase gaseosa, el aire (fase primaria) a la que se identifica con la letra g .

Conservación de masa

La ecuación de continuidad para la fase genérica q es:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) = 0 \quad (6.13)$$

Conservación de la cantidad de movimiento

El balance de cantidad de movimiento para la fase q que interacciona con otra fase p es:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\alpha_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (\alpha_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -\alpha_q \nabla p + \nabla \bar{\tau}_q + \alpha_q \rho_q \vec{g} + \sum_{p=1}^n \vec{R}_{pq} \quad (6.14)$$

La ecuación (6.14) se resuelve con el uso de expresiones adecuadas para las fuerzas en la interfase \vec{R}_{pq} . Esta fuerza depende de la fricción, presión, cohesión, entre otros factores, y debe cumplir las siguientes condiciones:

$$\vec{R}_{pq} = \vec{R}_{qp} \quad (6.15)$$

$$\vec{R}_{qq} = 0 \quad (6.16)$$

El programa *Fluent* resuelve esa fuerza de interacción de la manera que se muestra a continuación:

$$\sum_{p=1}^n \vec{R}_{pq} = \sum_{p=1}^n K_{pq}(\vec{v}_p - \vec{v}_q) \quad (6.17)$$

donde K_{pq} es el coeficiente de intercambio de cantidad de movimiento en la interfase. Para el sistema en estudio, interactúa un sólido granular (s) con el aire (g) de modo que el coeficiente de intercambio se llama K_{sg} .

6.1.3.3 – MODELO DE ARRASTRE

Para poder resolver la ecuación de conservación de la cantidad de movimiento para la fase fluida, es necesario evaluar el coeficiente de intercambio sólido-gas K_{sg} . Se ha reportado en la literatura abierta numerosas correlaciones empíricas para el cálculo de dicho coeficiente. *ANSYS FLUENT* presenta algunos modelos para su cálculo, entre los cuales se encuentran:

- Modelo Syamlal O'Brien
- Modelo Wen-Yu
- Modelo Gidaspow

Trabajos previos realizados por investigadores del instituto PROBIEN para el sistema arena-aire, han demostrado que el modelo de arrastre de [Gidaspow y colab. \(1992\)](#) es adecuado para este fin ([Zambón y colab., 2011](#)). Este modelo consiste en una combinación del modelo de [Wen y Yu \(1966\)](#) y la ecuación de [Ergun \(1952\)](#).

En el modelo Gidaspow, cuando la fracción de volumen del gas es mayor que 0,8, el coeficiente de intercambio presenta la siguiente forma:

$$K_{sg} = \frac{3}{4} C_D \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_p} \alpha_g^{-2,65} \quad (6.18)$$

con

$$C_D = \frac{24}{\alpha_g Re_s} \left[1 + 0,15 (\alpha_g Re_s)^{0,687} \right] \quad (6.19)$$

donde el número de Reynolds de las partículas presentes en la fase sólida, Re_s , es

$$Re_s = \frac{\rho_g d_p |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{\mu_g} \quad (6.20)$$

En el caso en que $\alpha_g \leq 0,8$, resulta

$$K_{sg} = 150 \frac{\alpha_s (1 - \alpha_g) \mu_g}{\alpha_g d_p^2} + 1,75 \frac{\rho_g \alpha_s |\vec{v}_s - \vec{v}_g|}{d_p} \quad (6.21)$$

Donde α_q , ρ_q y \vec{v}_q son la fracción volumétrica, densidad y velocidad superficial de la fase q ; d_p es el diámetro de la partícula sólida; μ_g la viscosidad de la fase gaseosa y C_D el coeficiente de arrastre.

6.1.3.4 – PARAMETROS DE SIMULACIÓN DEL LECHO FLUIDIZADO

Como se mencionó con anterioridad, para simular el lecho fluidizado se adoptó el modelo multifásico Euleriano, en el cual las dos fases (gas y sólido), son tratadas como continuas e interpenetrantes y pueden interactuar en cualquier punto del dominio. El campo de presión es compartido por las dos fases en proporción a su fracción volumétrica. El movimiento de cada fase está gobernado por las respectivas ecuaciones de conservación de masa y momento.

La malla utilizada, con 162564 elementos, fue la seleccionada en el proceso de validación de malla (Sección 6.1.1).

Las simulaciones se llevaron a cabo utilizando los esquemas de discretización espacial de segundo orden (*Second Order Upwind*) para las ecuaciones de momento, de primer orden para la fracción volumétrica (*First Order Upwind*) y el tiempo fue discretizado usando un esquema de segundo orden (*Second Order Implicit*) con un valor de Δt de 0,001 s, simulando un total de 14 s para cada velocidad. Se empleó el esquema de resolución *Phase Coupled SIMPLE* para resolver la ecuación de presión y velocidad.

Tabla 6.4: Configuración del problema y metodología de resolución para lecho fluidizado

Configuración del problema	General	<i>Type</i>	<i>Pressure-Based</i>
		<i>Velocity Formulation</i>	<i>Absolute</i>
		<i>Time</i>	<i>Transient</i>
	Modelo	<i>Models</i>	<i>Multiphase - Eulerian (2 fases)</i>
			<i>Viscous - Laminar</i>
	Materiales	<i>Fluid</i>	<i>Air:</i> $\rho_{aire} = 1,227 \text{ kg/m}^3$ $\mu_{aire} = 1,923 \times 10^{-5} \text{ kg/ms}$
			<i>Solid:</i> $\rho_{sólido} = 2650 \text{ kg/m}^3$
			<i>Interaction:</i> <i>Drag: Gidaspow</i> <i>Restitution Coefficient:</i> 0,9
	Fases	<i>aire</i>	<i>Primary Phase</i>
		<i>sólido</i>	<i>Secondary Phase:</i> $d_p = 0,0005125$ <i>Granular Viscosity: Gidaspow</i>

	Condiciones de borde	<i>Velocity-inlet</i>	<i>Solids Pressure: Lun-et-al Radial Distribution: Lun-et-al PackingLimit: 0,63</i>		
		<i>Wall</i>	Aquí van los distintos valores de la velocidad de entrada del aire en m/s		
			<i>Stationary Wall</i>		
			<i>Air: No slip</i>		
		<i>Solid: Specularity Coefficient 0,5</i>			
Metodología de resolución	Método de solución	<i>Pressure-Velocity coupling</i>	<i>Scheme: Phase Coupled SIMPLE</i>		
		<i>Spatial Discretization</i>	<i>Gradient</i>	<i>Least Squares Cell Based</i>	
			<i>Momentum</i>	<i>Second Order Upwind</i>	
			<i>Volume Fraction</i>	<i>First Order Upwind</i>	
	<i>Transient Formulation</i>		<i>Second Order Implicit</i>		
	Inicialización de la solución	<i>Initialization Method</i>	<i>Standard Initialization</i>		
	Corrida de cálculo	<i>Time step</i>	<i>0,001</i>		
<i>Number of Time Step</i>		<i>14000 (14 s)</i>			
<i>Max iterations/Time step</i>		<i>40</i>			

En la [Tabla 6.4](#) se resume la configuración del problema y la metodología de resolución para la simulación del lecho fluidizado. Al inicializar la solución se debe indicar la altura del lecho (11.9 cm) y la fracción volumétrica del sólido (0.61) que fue calculada a partir de los datos de masa, densidad y volumen de lecho de arena.

Se puede observar de la [Tabla 6.4](#) que se tienen dos condiciones de borde distintas en la pared del lecho: una para el sólido y otra para el aire. Para el aire se tomó como condición para la pared la de no deslizamiento, de modo que la velocidad del aire en la misma es cero. Es común, por otro lado, emplear para el sólido la condición de deslizamiento parcial. Existen varios modelos para el deslizamiento de sólidos en la pared, pero debido a su simplicidad y fundamentación física, el modelo propuesto por [Johnson y Jackson \(1987\)](#) es el más ampliamente utilizado y el propuesto por el programa *FLUENT*. Este modelo, en función de definir la velocidad de deslizamiento de los sólidos en las paredes, considera la transferencia de cantidad de movimiento a la pared en la dirección tangencial a través de las colisiones de las partículas,

caracterizada por el coeficiente de especularidad, ϕ . El coeficiente de especularidad se utiliza específicamente en modelos multifásicos con presencia de flujo de sólidos granulares. El coeficiente ϕ , es una medida de la fracción de colisiones que transfieren cantidad de movimiento a la pared y toma valores entre 0 y 1, y está también relacionado con la rugosidad de las paredes. Cuando ϕ es cero, implica que no se transfiere cantidad de movimiento a la pared (las tensiones de corte son 0 en la pared) y la colisión es perfectamente especular (suave), mientras que un valor de 1 para ϕ implica la máxima transferencia de cantidad de movimiento a la pared y la colisión es perfectamente difusa (dura) ([Ansys Fluent User's Guide](#)). Debido a las limitaciones de las técnicas actuales de medición, los datos sobre investigación experimental de las colisiones de partículas en las paredes son muy escasos. [Altantiz y colab. \(2014\)](#) realizaron distintas pruebas variando el coeficiente de especularidad de 0,0005 a 0,5, llegando a la conclusión de que éste es función de la velocidad superficial del gas y que al aumentar el valor de ϕ , el diámetro y velocidad de las burbujas disminuye.

Se simuló la operación del lecho a distintas velocidades (superiores a la de mínima fluidización), obteniendo sus respectivos valores de pérdida de carga con el monitor superficial generado a la entrada del lecho. Como la simulación se llevó a cabo en estado transitorio, se obtuvo el valor de pérdida de carga en cada tiempo en el monitor situado en la entrada (cada 0,01 s o 10 *Time Steps*). Para obtener un valor único de pérdida de carga para cada valor de velocidad del aire que se simuló, se realizó un promedio de todos los valores obtenidos a lo largo de los 14 s de simulación, descartando los datos de los primeros 3 segundos con el fin de evitar los efectos iniciales, siguiendo la recomendación de [Asegehegn y colab. \(2011\)](#). En la [Figura 6.5](#) se muestran, de forma ilustrativa, los datos de pérdida de carga en el transcurso del tiempo para una velocidad superficial específica del aire. Los datos indicados en rojo se descartaron a la hora de tomar el promedio de pérdida de carga para la velocidad analizada.

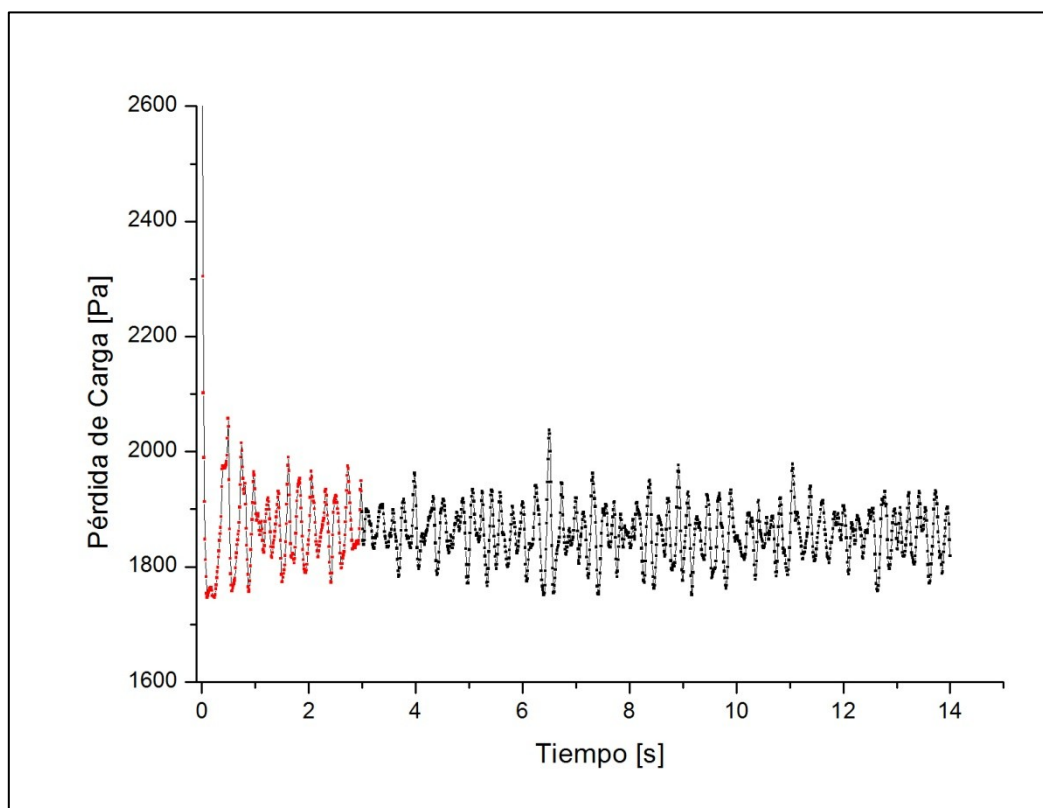


Figura 6.5: Valores de Pérdida de Carga en el lecho en función del tiempo. En rojo se indican los valores descartados para el cálculo del valor promedio

Para construir la curva de fluidización se trazó en un par de ejes coordenados, la velocidad superficial del gas en función de la pérdida de carga.

6.2 – ANÁLISIS Y CARACTERIZACIÓN DE LA FASE BURBUJA

Para el análisis del comportamiento en régimen de burbujeo se realizaron simulaciones a una velocidad determinada de igual forma que se realizó experimentalmente. La velocidad superficial, al igual que en el desarrollo experimental, fue de 0,35 m/s, mientras que la altura de carga de sólidos (arena) fue de 0,32 m.

Se estudiaron las características de las burbujas dos lechos de igual sección transversal que el experimental; uno de idéntica geometría y dimensiones, y otro de geometría cilíndrica.

6.2.1 – SIMULACIÓN DE LECHO BIDIMENSIONAL

La simulación del lecho bidimensional se realizó dibujando el dominio en el espacio tridimensional. El lecho se simuló tomando las mismas dimensiones que el lecho experimental (0,59 m de ancho, 0,7 m de alto y 0,025 m de profundidad).

El mallado del dominio se realizó con el mismo valor de *Max Face Size* de 0,0029 m, obteniendo en esta ocasión un total de 570996 elementos. En la [Figura 6.6](#) se puede observar la malla obtenida.

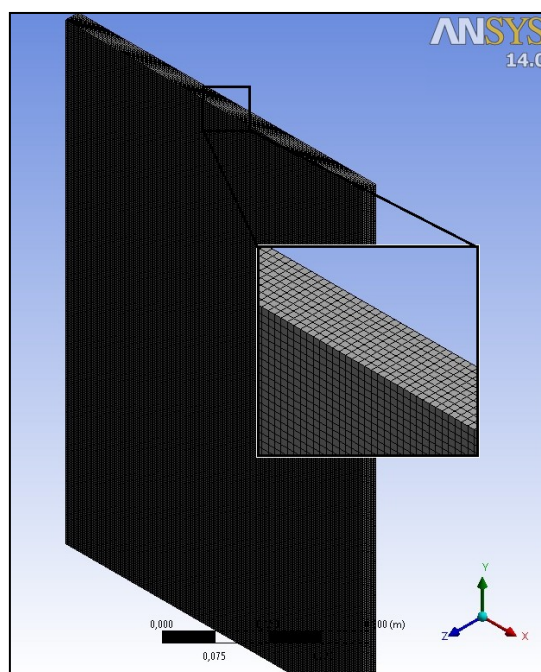


Figura 6.6: Malla del lecho bidimensional

Se aplicó la modalidad de resolución detallada en la Tabla 6.4. Los valores de altura del lecho y fracción volumétrica de sólidos utilizados fueron coincidentes con los valores experimentales del lecho bidimensional.

Para poder visualizar y analizar la fase burbuja se obtuvieron imágenes de contorno de la fracción volumétrica de aire (α_g). Se colocó un plano vertical sobre la pared frontal del lecho con el fin de obtener dichas curvas de contorno sobre el mismo. Se seleccionó este plano debido a que en el análisis experimental lo que se observa en la toma de imágenes son las burbujas sobre la pared frontal. Se utilizó escala de grises para las curvas de contorno para favorecer el pos-procesamiento (Ver Capítulo VII).

Las imágenes se obtuvieron cada 17 *time steps*, es decir cada 0,017 s, para tener la misma cantidad de imágenes por segundo que las obtenidas experimentalmente.

La [Figura 6.7](#) muestra la imagen obtenida de las curvas de contorno de fracción volumétrica del gas.

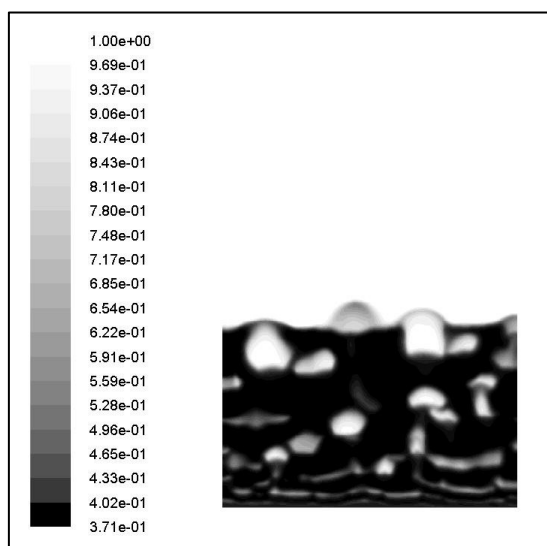


Figura 6.7: Contornos de la fracción volumétrica de aire sobre la pared del lecho

6.2.2 – SIMULACIÓN LECHO CILÍNDRICO

Con el objetivo de poder comparar el régimen de burbujeo bajo la influencia de distintas geometrías del lecho, se estudió la fase burbuja en un lecho cilíndrico simulado de igual sección transversal e igual altura de sólidos. Para que puedan ser comparables, también se realizó la simulación con la misma velocidad superficial del aire (0,35 m/s). Para tal fin, las dimensiones del dominio fueron 0,138 m de diámetro y 0,7 m de alto.

El mallado se realizó tomando en cuenta el mismo valor de *Max Face Size* de 0,0029 m, obteniendo en esta ocasión un total de 444312 elementos. En la [Figura 6.8](#) se puede observar la malla obtenida.

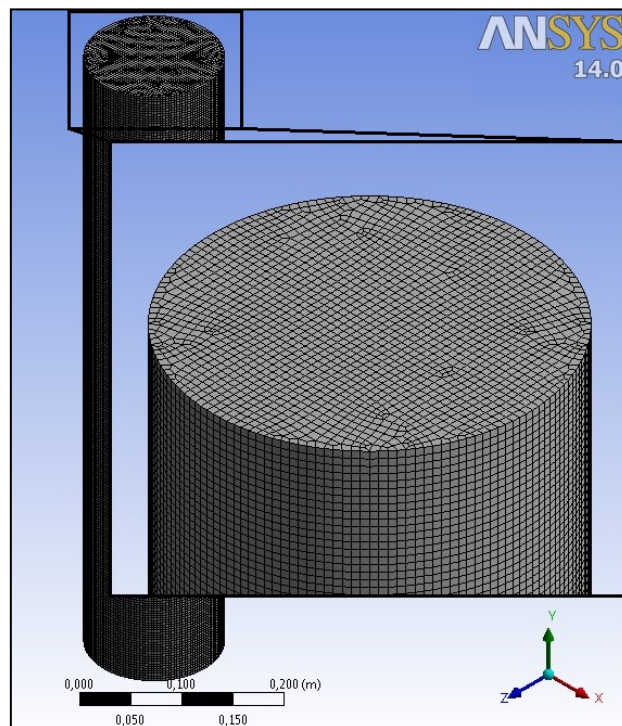


Figura 6.8: Malla para simulación del lecho cilíndrico para análisis de burbujas

Se aplicó la modalidad de resolución detallada en la Tabla 6.4. Los valores de altura del lecho (0.32 m) y fracción de sólidos ($\alpha_s = 0,61$) utilizados fueron coincidentes con los valores experimentales del lecho bidimensional.

Para el estudio de la fase burbuja, se utilizaron las imágenes generadas en *CFD-Post* (programa incluido en el paquete *ANSYS*). A través de este programa se crearon superficies tridimensionales ("isosuperficies") con diferentes valores de α_g (fracción volumétrica de aire), ya que de esta manera se pueden identificar a las burbujas. No existe una definición exacta respecto del límite de la fase burbuja, por lo que diversos investigadores plantean umbrales para la fracción de aire tales como 0,7, o 0,8 (Acosta-Iborra y colab. 2011, Hulme y colab. 2005, Patil y colab. 2005). En la Figura 6.9 se pueden observar isosuperficies creadas con *CFD-Post* para distintos valores de fracción volumétrica del aire.

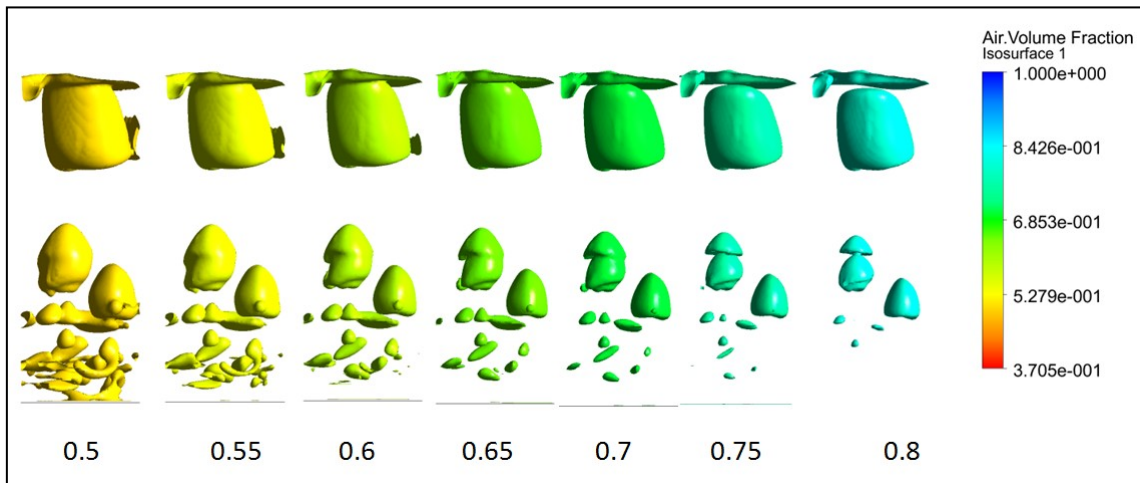


Figura 6.9: Isosuperficies obtenidas en CFD-Post para distintos valores de α_g

A partir de la comparación de las imágenes obtenidas por simulación con aquellas obtenidas experimentalmente, se decidió trabajar con un valor de fracción de aire mayor o igual a 0,7 para la fase burbuja.

Al igual que en los casos anteriores, las isosuperficies con $\alpha_g = 0,7$ se generaron cada 0,017 s.

CAPÍTULO VII

TRATAMIENTO DE IMÁGENES Y POS-PROCESAMIENTO

7.1 – TRATAMIENTO DE IMÁGENES

El estudio de la fase burbuja se basó en la interpretación de imágenes obtenidas experimentalmente con una cámara de alta velocidad (60 cuadros por segundo) y generadas a partir de las simulaciones realizadas por CFD. Ambos tipos de imágenes debieron ser previamente tratadas mediante un software especialmente desarrollado para este fin.

7.1.1 – TRATAMIENTO DE IMÁGENES BIDIMENSIONALES

7.1.1.1 – LECHO BIDIMENSIONAL EXPERIMENTAL

Las imágenes RGB tomadas durante la fluidización del lecho bidimensional experimental, se trataron mediante un código desarrollado en la plataforma MATLAB. Este programa recortó las imágenes originales dejando sólo el lecho fluidizado, luego las convirtió a escala de grises, como paso intermedio para, finalmente, transformarlas en imágenes binarias (blanco y negro). A partir de los datos binarios, el software calculó el centro de masa y área correspondientes a cada burbuja (cantidad de píxeles).

El programa utiliza el paquete *IMAGE Processing Toolbox* de MATLAB para brindar información de las características de las burbujas, expresada en píxeles. Se entiende como pixel a la superficie homogénea más pequeña que forma parte de una imagen, que a simple vista se presentan como pequeños cuadrados o rectángulos.

Para seleccionar el límite de luminosidad, umbral de aquello que se convertirá a blanco o negro en la imagen binaria, se utilizó el parámetro *threshold*. Para generar la imagen de salida (binaria), el programa le adjudica a todos los píxeles de la imagen de entrada que tienen un valor de luminosidad *mayor* que el *threshold*, el valor 1 (Blanco) y al resto el valor 0 (Negro).

El valor de este umbral está directamente relacionado con la determinación de la región que se considera como fase burbuja. La selección de su valor se efectuó por comparación visual entre la imagen RGB y la imagen binaria obtenida para distintos

valores de *threshold*. Luego de varias pruebas, se determinó que el valor que mejor ajusta el tamaño y forma de las burbujas es 0,25.

En la [Figura 7.1](#) se puede observar la imagen RGB recortada y la imagen binaria para un valor de *threshold* = 0,25.

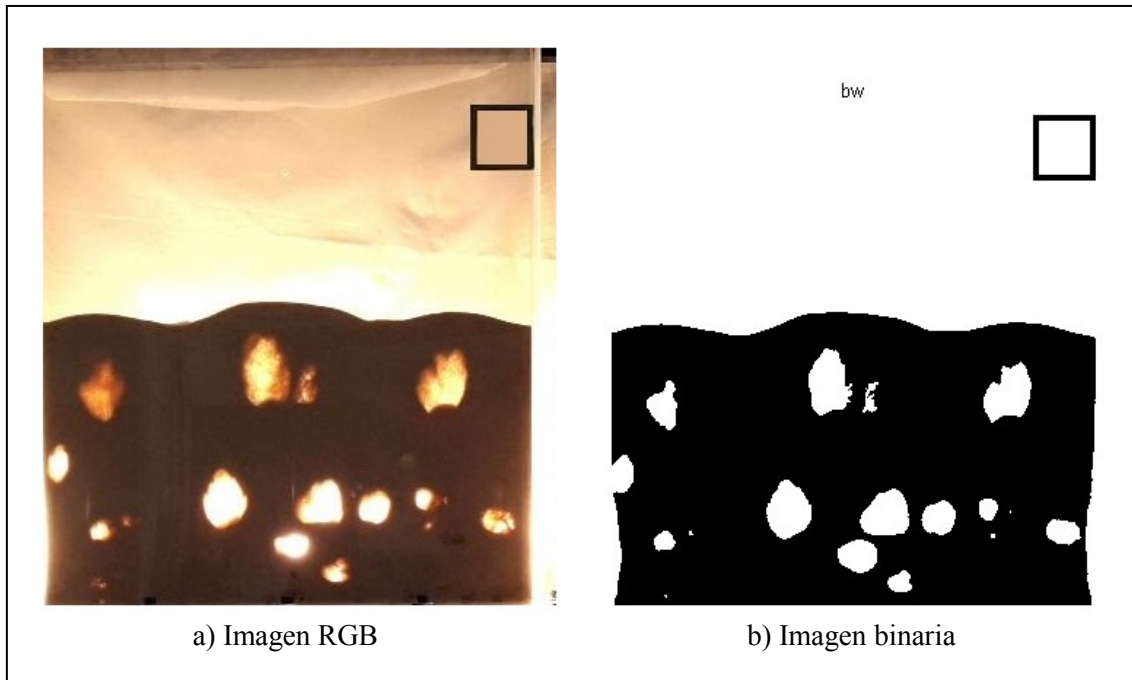


Figura 7.1: Conversión de imagen fotográfica RGB a binaria utilizando MATLAB

A partir de la imagen binaria, el código genera una nueva figura en la que señala el contorno de las dos fases y enumera las burbujas ([Figura 7.2](#)).

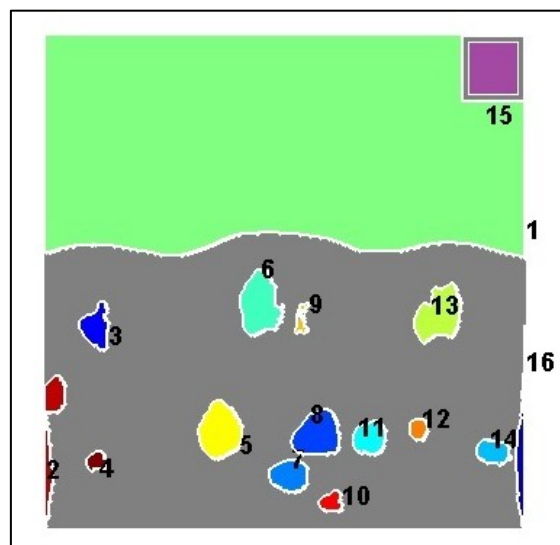


Figura 7.2: Imagen de contorno obtenida por MATLAB

No existe una relación directa entre pixeles y sistema métrico, sino que debe hacerse la conversión utilizando una referencia. Es por ello que se colocó una referencia de dimensiones conocidas en el ángulo superior derecho del lecho, que quedó registrada en cada imagen.

En la [Figura 7.2](#) se puede observar que la referencia está identificada con el número 15. Para calcular el área de un pixel (A_{pix}) se utilizó la siguiente relación:

$$A_{real} = n_{pix} \cdot A_{pix} \quad (7.1)$$

donde el área real, A_{real} , es el área de la referencia medido en mm^2 , mientras que el número de pixeles, n_{pix} , es el valor arrojado como "área" por el programa. El valor obtenido se empleó para convertir los datos de área de las burbujas, en mm^2 .

Para evaluar las dimensiones lineales de un pixel ($L_{X,pix}$ y $L_{Y,pix}$), se tomó el número de pixeles del ancho y alto de la imagen de referencia calculado por el programa ($n_{pix,X}$ y $n_{pix,Y}$), y se lo comparó con las dimensiones reales:

$$L_{X,real} = n_{pix,X} \cdot L_{X,pix} \quad (7.2)$$

$$L_{Y,real} = n_{pix,Y} \cdot L_{Y,pix} \quad (7.3)$$

En la [Figura 7.3](#) se muestra un ejemplo a modo ilustrativo. De esta forma, utilizando las dimensiones reales de la referencia, se pudo obtener el valor de alto y ancho de un pixel para convertir en mm lineales las coordenadas del centroide de las burbujas. En todos los casos se obtuvieron valores iguales de alto y ancho ($L_{X,pix} = L_{Y,pix}$) de modo que los pixeles resultaron ser cuadrados. Además, se verificó que $A_{pix} = L_{X,pix} \cdot L_{Y,pix}$.

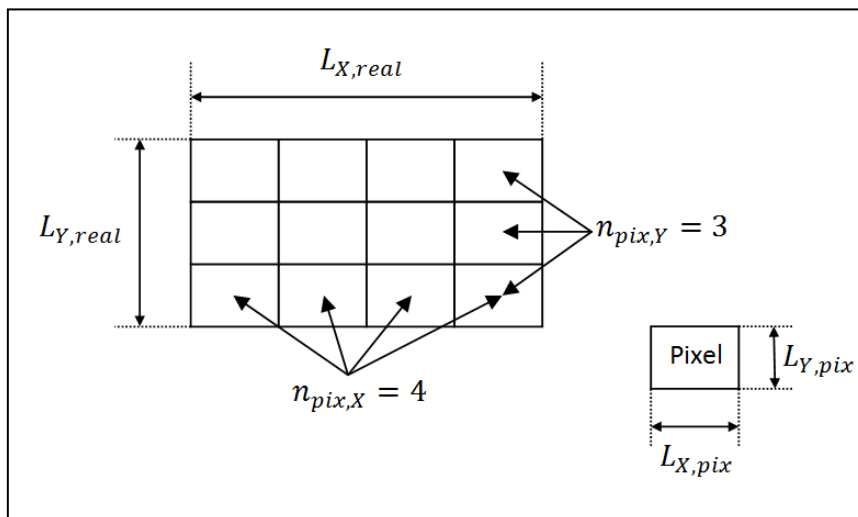


Figura 7.3: Determinación de las dimensiones de un Pixel.

Con las dimensiones del píxel convertidas en mm lineales (para la longitud) y mm^2 (para el área), el programa generó un archivo de Excel con los valores de las coordenadas del centroide, área y perímetro de cada burbuja (plana) de las 500 imágenes, en mm o mm^2 respectivamente.

A partir de estos datos se realizaron las determinaciones de diámetro y velocidad de las burbujas.

7.1.1.2 – LECHO BIDIMENSIONAL SIMULADO POR CFD

Las imágenes obtenidas a partir de las simulaciones también debieron ser tratadas utilizando un código similar al descrito en la sección anterior, pero con algunas modificaciones para este caso.

Una de las principales diferencias entre el tratamiento de las imágenes experimentales y las obtenidas por CFD radicó en que, en este último caso, las imágenes del lecho burbujeante se obtuvieron a partir de los diagramas de contorno de la fracción volumétrica del aire (α_g), directamente en escala de grises (sin crear previamente una imagen en color). El primer paso del programa fue recortar la imagen, luego se la debió convertir en binaria. Para ello se seleccionó previamente el valor umbral (*threshold*) que asegure, para la fase burbuja, un $\alpha_g > 0,7$. El valor de *threshold* establecido fue de 0,65. A partir de la imagen binaria, el código generó una nueva figura que enumera las burbujas (Figura 7.4).

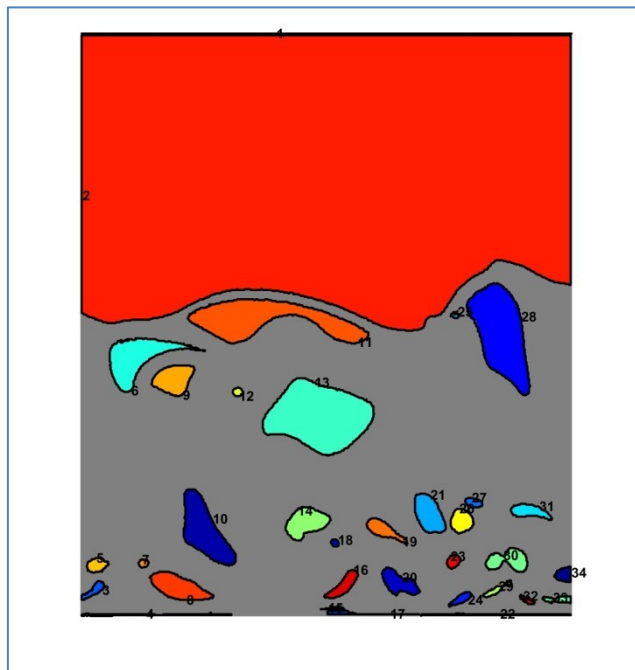


Figura 7.4: Imagen de contorno para el lecho simulado

Para determinar las dimensiones del pixel, se utilizó como referencia la región por encima del *freeboard* de la imagen simulada para $t = 0$, ya que sus dimensiones son conocidas (Figura 7.5).

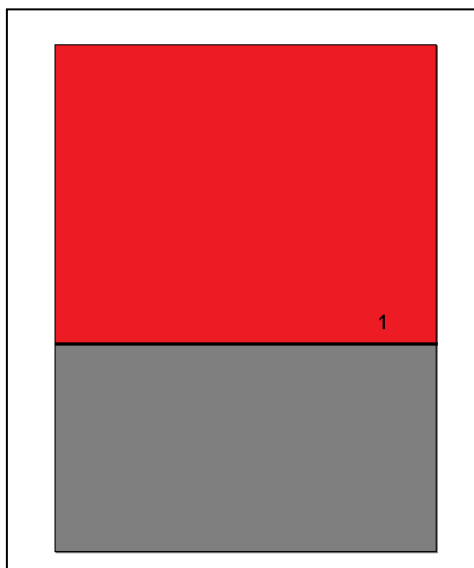


Figura 7.5: Imagen inicial (en $t = 0$) con región 1 como referencia

Con las ecuaciones (7.1), (7.2) y (7.3) se determinaron las dimensiones del pixel. El tratamiento de las imágenes continuó tal como se realizó con las imágenes experimentales.

7.1.2 – TRATAMIENTO DE IMÁGENES DEL LECHO CILÍNDRICO SIMULADO

Para el estudio de las burbujas del lecho cilíndrico simulado, se utilizaron las isosuperficies de fracción volumétrica de aire de 0,7, generadas en la etapa de post-procesamiento.

Dichas imágenes tridimensionales fueron luego exportadas para ser analizadas con el programa *AUTODESK 3DS MAX* (Figura 7.5).

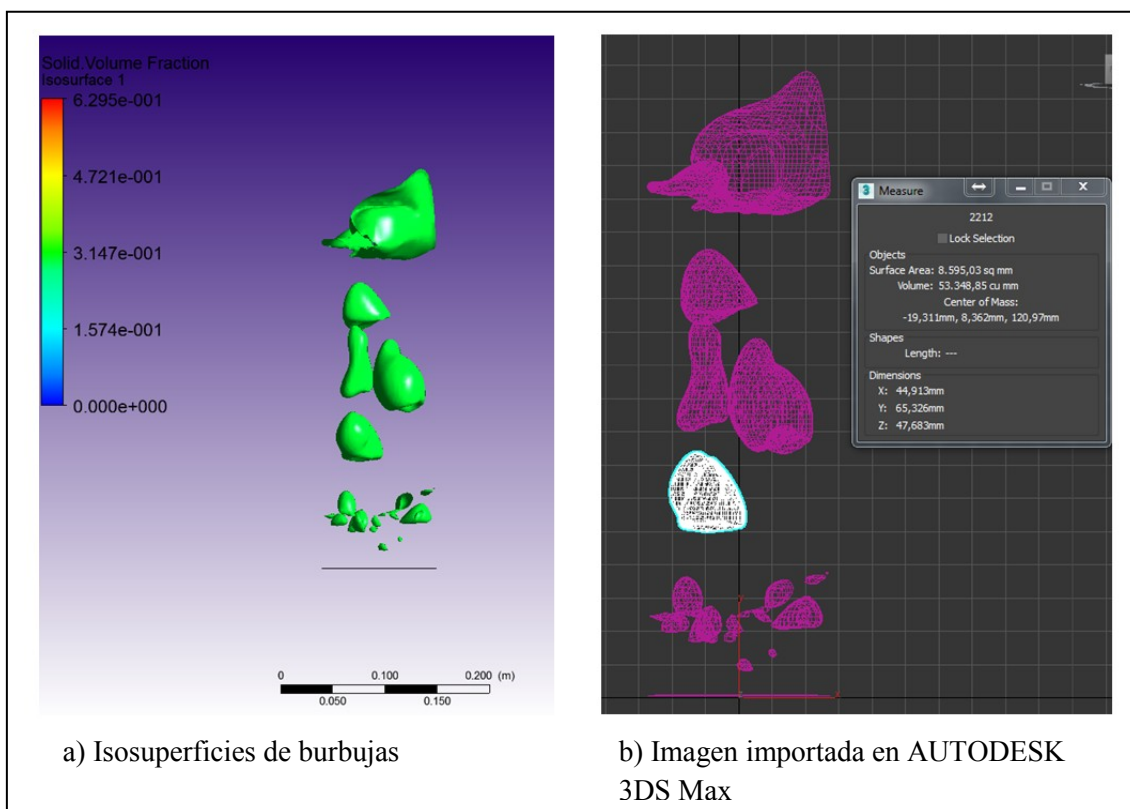


Figura 7.5: a) Isosuperficie obtenida con CFD-Post y b) la misma imagen de isosuperficie importada en el programa AUTODESK 3DS Max. La ventana derecha de la imagen b) indica información del centro de masa, superficie y volumen de la burbuja seleccionada en blanco.

El programa *AUTODESK 3DS MAX* permite seleccionar cada burbuja de manera individual, y con la herramienta *measure* es posible obtener información del centro de masa, superficie y volumen de la burbuja en mm, mm² y mm³ respectivamente. Debido a una limitación de *AUTODESK 3DS Max* no se pudieron analizar los slugs de pared ya que el programa no arroja valores de área superficial y volumen si la superficie no es cerrada. Por lo tanto solamente se analizaron las burbujas que atravesaron el lecho sin estar en contacto con las paredes.

Para realizar el escalado y que las dimensiones mencionadas se correspondan con los datos reales de la simulación, se utilizó como referencia el diámetro del lecho en el disco correspondiente a la zona *velocity-inlet*.

Mediante un algoritmo desarrollado en el mismo programa, se exportó en un archivo de Excel la información de centro de masa, superficie y volumen de todas las burbujas de cada imagen.

7.2 – DETERMINACIÓN DE DIÁMETRO DE LAS BURBUJAS

Para estudiar el tamaño de las burbujas se calculó, a partir de los datos obtenidos el tratamiento de las imágenes, el diámetro equivalente de Sauter (d_{sv}) que se define como el diámetro de una esfera que posee la misma relación entre su superficie externa y su volumen que la de la burbuja que se desea caracterizar:

$$\frac{S_b}{V_b} = \frac{\pi d_{sv}^2}{\frac{\pi}{6} d_{sv}^3} = \frac{6}{d_{sv}} \rightarrow d_{sv} = 6 \frac{V_b}{S_b} \quad (7.4)$$

donde S_b y V_b son el área superficial y el volumen de la burbuja real, respectivamente.

Una vez calculados los valores de d_{sv} , se dividió el lecho en intervalos de 10 mm de altura, desde 0 hasta 280 mm, con el objeto de graficar el diámetro en función de la altura en el lecho.

Para cada intervalo I_k se determinó la altura media del centro de masa, \bar{z}_k , y el diámetro, $\overline{d_{svk}}$ de las burbujas contenidas en él. Con estos datos se graficó el diámetro medio de burbujas en función de la altura en el lecho.

7.2.1 – DIÁMETRO DE BURBUJAS EN EL LECHO CILÍNDRICO SIMULADO

Con los datos exportados de área superficial, volumen y centro de masa de las burbujas a la planilla de Excel, se calculó según la Ecuación 7.4, el diámetro d_{sv} . Y se obtuvieron los valores promedio de altura y diámetro de burbujas en intervalos al igual que se realizó con los datos experimentales.

7.2.2 – DIÁMETRO DE BURBUJAS EN EL LECHO BIDIMENSIONAL EXPERIMENTAL Y SIMULADO

En el caso del lecho bidimensional, el volumen de cada burbuja se calculó como el volumen de un cilindro, multiplicando el área de la burbuja por la profundidad del lecho:

$$V_b = A_b \times e_{lecho} \quad (7.5)$$

donde A_b es el área plana de la burbuja obtenida en el tratamiento de imágenes y e_{lecho} es el espesor del lecho.

Por otro lado, el área superficial de la burbuja se determinó a partir del mismo cilindro, como sigue:

$$S_b = P_b \times e_{lecho} + 2A_b \quad (7.6)$$

donde P_b es el perímetro de la burbuja plana obtenida en el tratamiento de imágenes. En la [Figura 7.6](#) se muestra la forma de la burbuja considerada.

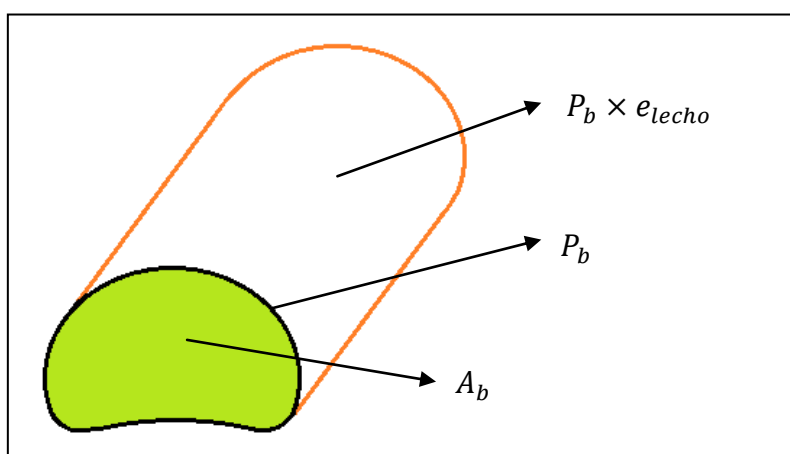


Figura 7.6: Burbuja en lecho bidimensional con sus parámetros geométricos

A partir de las ecuaciones 7.5 y 7.6, se calculó d_{sv} con la ecuación 7.4.

7.3 – DETERMINACIÓN DE VELOCIDAD DE BURBUJAS

La velocidad de las burbujas se determinó a partir de los datos de centro de masa de las burbujas en dos imágenes consecutivas, evaluadas con un paso de tiempo de 0,017 s.

$$u_{bi} = \frac{z_{i,j+1} - z_{i,j}}{\Delta t} \quad (7.7)$$

donde u_{bi} es la velocidad de la burbuja i ; $z_{i,j}$ es la altura del centro de masa de la burbuja i en la imagen j con $j = 1, \dots, N - 1$, donde N es el número de imágenes analizadas; $z_{i,j+1}$ es la altura del centro de masa de la burbuja i en la imagen $j + 1$; y Δt es el paso de tiempo entre imágenes de 0,017 s.

Mediante un algoritmo desarrollado en *MATLAB*, se organizaron los datos de las burbujas de a pares. El criterio utilizado para emparejar a las burbujas determinó un máximo desplazamiento horizontal y vertical de la burbuja en la imagen $j + 1$ respecto de la imagen j , como así también un máximo crecimiento porcentual del diámetro de la burbuja.

Como paso previo se analizaron 10 pares de imágenes, sin la utilización del algoritmo, para determinar:

Δx : máximo desplazamiento de la burbuja en la dirección x (horizontal)

Δy : máximo desplazamiento de la burbuja en la dirección y , horizontal (solamente se utilizó en el caso 3D del lecho cilíndrico ya que las imágenes tridimensionales tienen otra dimensión definida por la dirección y).

Δz : máximo desplazamiento de la burbuja en la dirección z (vertical)

Δd_{sv} : fracción máxima de aumento de diámetro de la burbuja en la imagen $j + 1$ respecto de la imagen j .

El cumplimiento de las siguientes condiciones aseguró que se esté analizando la misma burbuja en las dos imágenes consecutivas:

$$\begin{cases} x_{i,j+1} \leq x_{i,j} \pm \Delta x \\ y_{i,j+1} \leq y_{i,j} \pm \Delta y ; (lecho\ cilíndrico) \\ z_{i,j+1} \leq z_{i,j} + \Delta z ; (solo\ ascendente) \\ d_{svi,j+1} < (1 + \Delta d_{sv})d_{svi,j} \end{cases} \quad (7.8)$$

Finalmente el código calculó la velocidad de cada burbuja según la Ecuación 7.7. Una vez analizadas todas las imágenes, para cada intervalo I_k se determinó la altura media del centro de masa, \bar{z}_k , y la velocidad media, \bar{u}_{bk} de las burbujas contenidas en

dicho intervalo. Con estos datos se construyó un diagrama de velocidad media de burbuja en función de la altura en el lecho.

CAPÍTULO VIII

RESULTADOS

8.1 – CURVA DE FLUIDIZACIÓN

En esta sección se presenta la curva de fluidización de la arena determinada de forma experimental y por CFD; para una carga inicial del lecho cilíndrico de 11,9 cm de sólido.

En la [Figura 8.1](#) se muestran los valores de pérdida de carga a través del lecho en función de la velocidad superficial del gas, obtenidos experimentalmente. Se observa que la pérdida de carga aumenta linealmente con el incremento de velocidad del gas durante la etapa de lecho fijo. Al continuar aumentando la velocidad, se llega a un punto donde la caída de presión se mantiene prácticamente constante, situación que coincide con el movimiento de las partículas en el lecho, dando lugar al régimen fluidizado. A esta curva, obtenida al ir aumentando el caudal de aire se la identificó con la leyenda “Experimental–Fluidización”, mientras que, la leyenda “Experimental–Desfluidización” hace referencia a los valores de pérdida de carga que se midieron al ir disminuyendo el caudal de aire hasta cero.

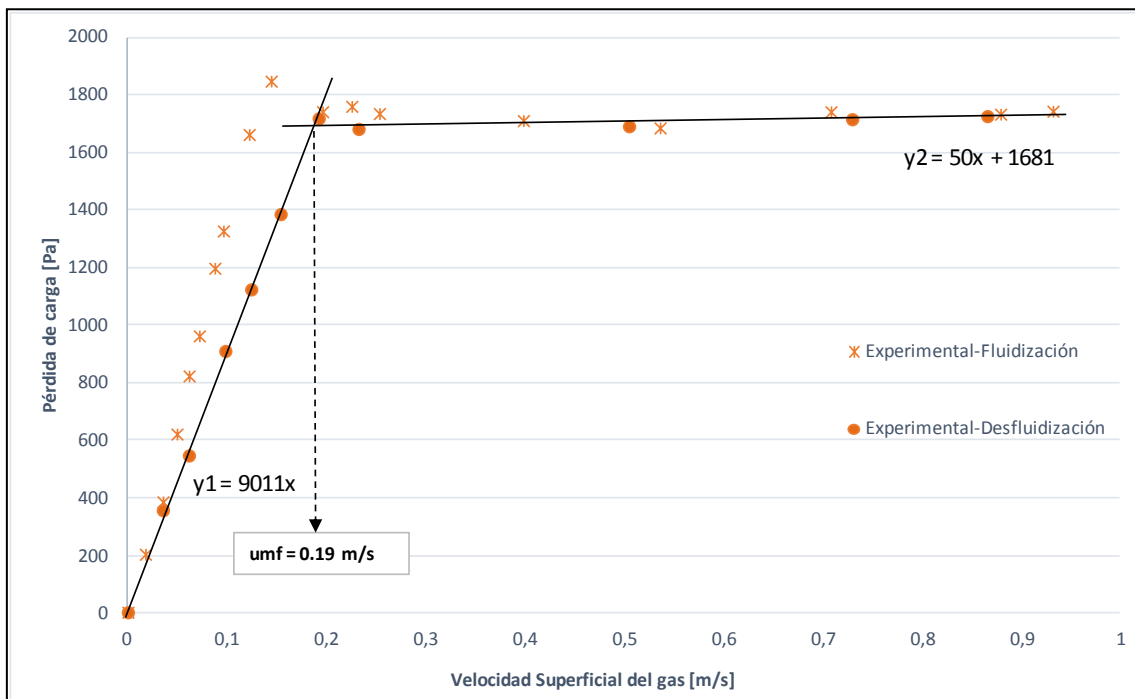


Figura 8.1: Curva de fluidización experimental

En el camino de ida, se puede observar que la pendiente es mayor, debido a que la porosidad inicial del lecho es menor por encontrarse inicialmente empacado. A este fenómeno se lo conoce con el nombre de histéresis. Además se puede observar un punto máximo de pérdida de carga, correspondiente al valor en el que el lecho se “desbloquea” y comienza a fluidizar y la porosidad del lecho aumenta hasta alcanzar el valor de mínima fluidización.

Para determinar la velocidad de mínima fluidización se utilizó la curva desfluidización siguiendo la recomendación de [Kunii-Levenspiel \(1991\)](#). Se trazaron las dos rectas de ajuste por mínimos cuadrados de los valores de pérdida de carga de las regiones de lecho fijo y lecho fluidizado. La velocidad superficial del gas que corresponde a la intersección de ambas rectas, da como resultado la velocidad de mínima fluidización. En este caso, dicho valor fue de $U_{mf} = 0,19 \text{ m/s}$.

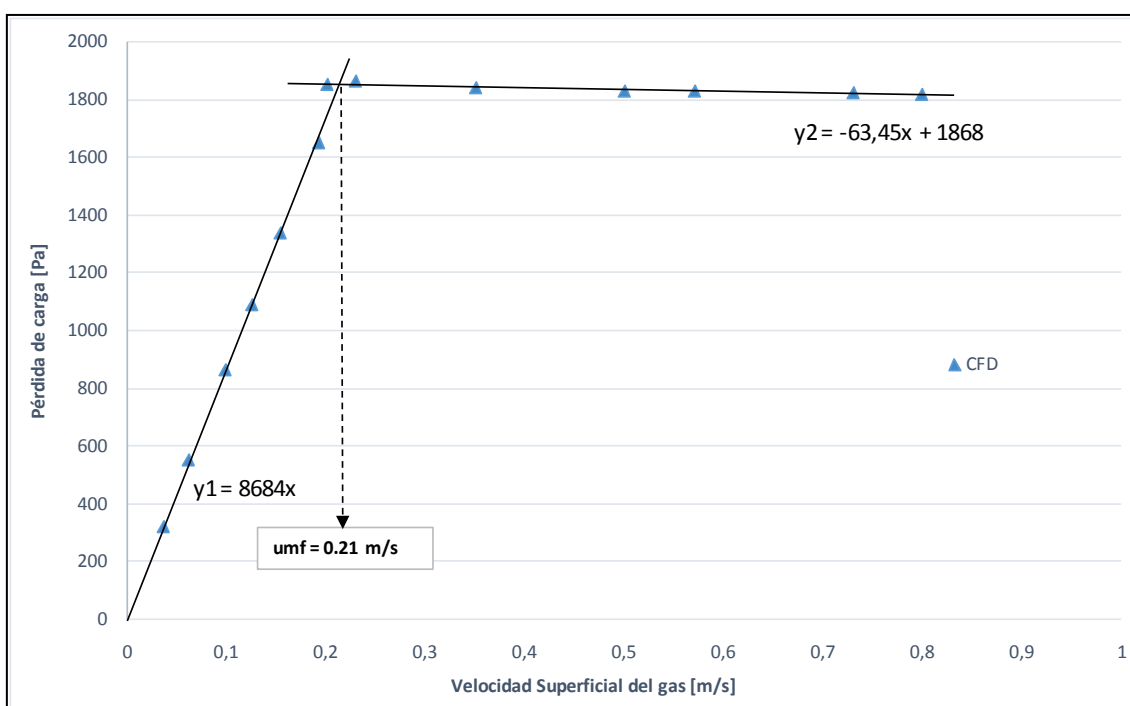


Figura 8.2: Curva de fluidización simulada

De igual modo se determinó la velocidad de mínima fluidización para la curva obtenida por simulación. En la [Figura 8.2](#) se puede observar que realizando el mismo procedimiento se obtuvo una velocidad de mínima fluidización, $U_{mf} = 0,21 \text{ m/s}$.

El error relativo porcentual del valor obtenido por CFD, respecto del experimental fue de 10,5%.

Por otro lado se analizaron los valores de pérdida de carga en la condición de fluidización para el lecho experimental y para el simulado, comparándolos, además, con el valor teórico de peso sobre área (W/A). Los valores medios de pérdida de carga para el lecho simulado y el lecho experimental se muestran en la [Tabla 8.1](#) junto con el valor de W/A.

Tabla 8.1: Pérdida de carga media en fluidización

PÉRDIDA DE CARGA EN FLUIDIZACIÓN		
EXP	CFD	W/A
1719,6 Pa	1837,7 Pa	1881Pa

El error relativo porcentual de la pérdida de carga obtenida por CFD en la región fluidizada respecto del resultado experimental es de 6,9%. Por otro lado, los errores relativos porcentuales del lecho experimental y el lecho simulado respecto de W/A son de 8,6% y 2,3% respectivamente.

Si bien el valor de pérdida de carga no es tan relevante como el de velocidad de mínima fluidización, ya que el primero depende de la altura de carga de arena, se puede observar que *ANSYS Fluent* arroja valores que ajustan con menor error, con respecto a W/A, que las experiencias de laboratorio.

8.2 – CARACTERIZACIÓN DE LAS BURBUJAS

En esta sección se muestran y comparan los resultados correspondientes al estudio de las burbujas realizado en el lecho bidimensional experimental y en los lechos bidimensional y cilíndrico simulados. Además se compararán los resultados con algunas correlaciones empíricas.

8.2.1 – DIÁMETRO DE BURBUJA

A continuación se presentan los diámetros medios de burbuja obtenidos, d_{sv} , en función de altura vertical del lecho, ambos expresados en mm.

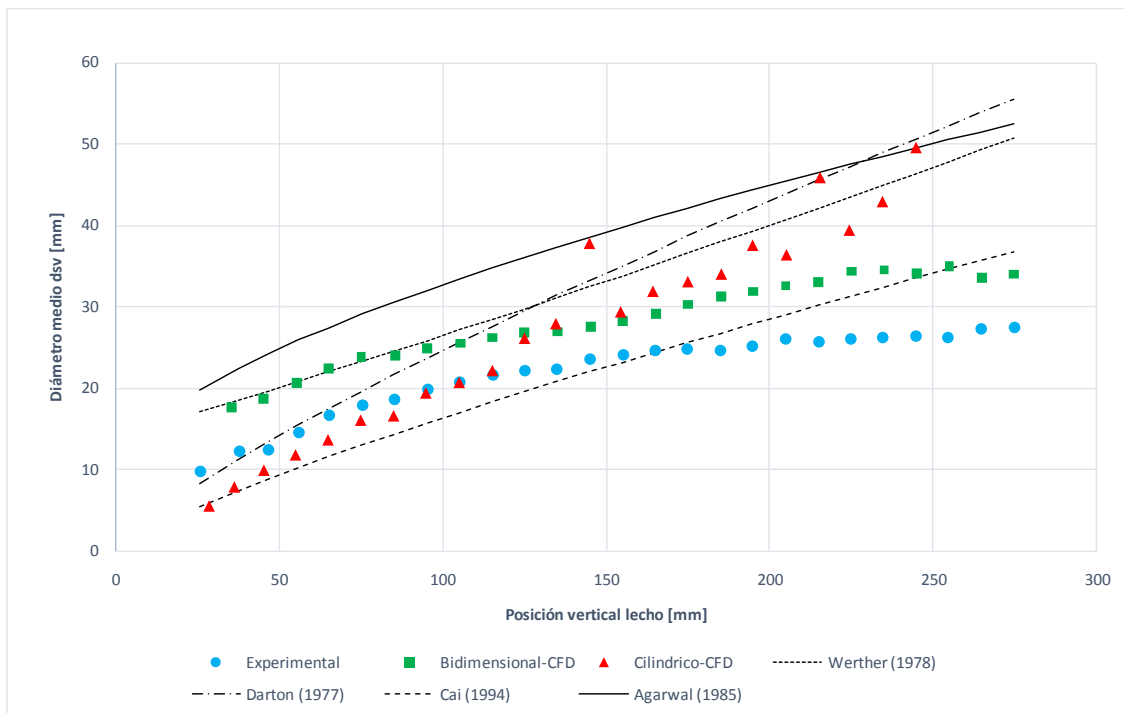


Figura 8.3: Diámetro de burbuja medio para distintas posiciones verticales en el lecho, medidos experimentalmente, por simulación y según correlaciones.

En la [Figura 8.3](#) se puede observar en celeste (círculos), los resultados obtenidos de diámetro de burbuja experimentalmente, mientras que en verde (cuadrados) y rojo (triángulos) se pueden observar los resultados obtenidos por simulación (lecho bidimensional y cilíndrico respectivamente). En líneas de distintos trazos se observan las correlaciones para el diámetro de burbuja de [Werther \(1978\)](#), [Cai \(1994\)](#), [Agarwal \(1985\)](#) y [Darton \(1977\)](#).

En lo que respecta a las correlaciones, se puede observar que la de [Cai y colab. \(1994\)](#) es la que más se aproxima a los datos experimentales, especialmente para alturas en el lecho próximas a los 165 mm. Para burbujas a una altura menor a 165 mm, la correlación arroja diámetros de burbujas menores que los obtenidos experimentalmente, mientras que para las burbujas a mayor altura, la correlación sobredimensiona su tamaño.

Respecto a las simulaciones, se puede observar que el lecho bidimensional (CFD) sobreestima el tamaño de burbujas de igual manera en toda altura del lecho, mientras que, en el caso del lecho cilíndrico, las discrepancias respecto del resultado experimental comienzan a observarse a alturas superiores a los 120 mm y son crecientes con la altura.

El lecho bidimensional simulado presenta burbujas con un diámetro similar a la correlación de [Werther \(1978\)](#) para una altura vertical del lecho menor a 100 mm. Para una altura en el lecho superior a 200 mm la correlación que arroja valores de diámetro de burbuja más similares es la de [Cai \(1994\)](#).

En lo que respecta al lecho cilíndrico, la correlación de [Darton \(1977\)](#) presenta un comportamiento similar a la nube de datos obtenidos. Esto puede deberse a que esta correlación considera que la coalescencia de las burbujas es importante y que la distancia entre burbujas es relativamente corta; similar a lo que ocurre en el lecho simulado.

Se puede observar que la correlación de [Agarwal \(1985\)](#) no arroja una buena predicción con respecto a ninguno de los lechos simulados o el experimental.

En la [Tabla 8.2](#) se pueden observar los errores relativos porcentuales del diámetro de burbuja en las simulaciones respecto del valor experimental para cada intervalo de altura de 10 mm medido desde el distribuidor.

Tabla 8.2: Errores relativos cometidos en la determinación del diámetro de burbuja en las simulaciones respecto de los valores obtenidos experimentalmente.

ERRORES RESPECTO A EXPERIMENTAL		
Altura [mm]	Bidimensional CFD [%]	Cilíndrico CFD [%]
20 a 30		43,35
30 a 40	43,09	35,97
40 a 50	50,42	20,22
50 a 60	42,93	18,44
60 a 70	34,02	18,33
70 a 80	33,19	10,39
80 a 90	28,64	11,20
90 a 100	25,79	2,08
100 a 110	23,76	0,20
110 a 120	21,52	2,44
120 a 130	21,21	17,76
130 a 140	20,88	25,06
140 a 150	17,23	60,48
150 a 160	17,27	21,44
160 a 170	18,67	29,67
170 a 180	22,68	33,63
180 a 190	26,96	37,56
190 a 200	27,37	49,58

200 a 210	25,50	39,84
210 a 220	28,66	77,98
220 a 230	32,03	50,95
230 a 240	31,66	63,05
240 a 250	29,31	87,54
250 a 260	34,15	158,26
260 a 270	23,36	308,48
270 a 280	24,19	731,48

Puede verse en la [Tabla 8.2](#) que los errores de los diámetros calculados a partir de la simulación del lecho bidimensional, exceptuando algunos casos puntuales, están comprendidos entre el 20 y 30% prácticamente para todos los intervalos de altura, mientras que, los errores calculados a partir de la simulación del lecho cilíndrico aumentan significativamente en la zona superior del lecho. Esto último se podría explicar considerando que, si bien las áreas transversales de ambas geometrías son iguales, la distancia máxima entre dos burbujas en el lecho cilíndrico simulado es considerablemente menor que la distancia máxima en el lecho bidimensional experimental. Es por ello que resulta más probable que las burbujas se unan por coalescencia en la zona superior del lecho cilíndrico que en el bidimensional. En el lecho de geometría cilíndrica es muy factible encontrar una sola burbuja de gran tamaño en la zona superior, mientras que, para la misma altura en el lecho bidimensional se suelen observar más de una, de menor dimensión.

En las [Figuras 8.4a y b](#) se muestran imágenes generadas por CFD en donde se pueden observar las diferencias en los tamaños de burbujas y especialmente, en la cantidad de burbujas. En la [Figura 8.4b](#) se muestra una isosuperficie tridimensional del lecho cilíndrico simulado: en ella puede observarse el fenómeno de coalescencia, mencionado en el párrafo anterior, con una sola burbuja en una posición próxima al *freeboard*, producto de la coalescencia de varias burbujas más pequeñas.

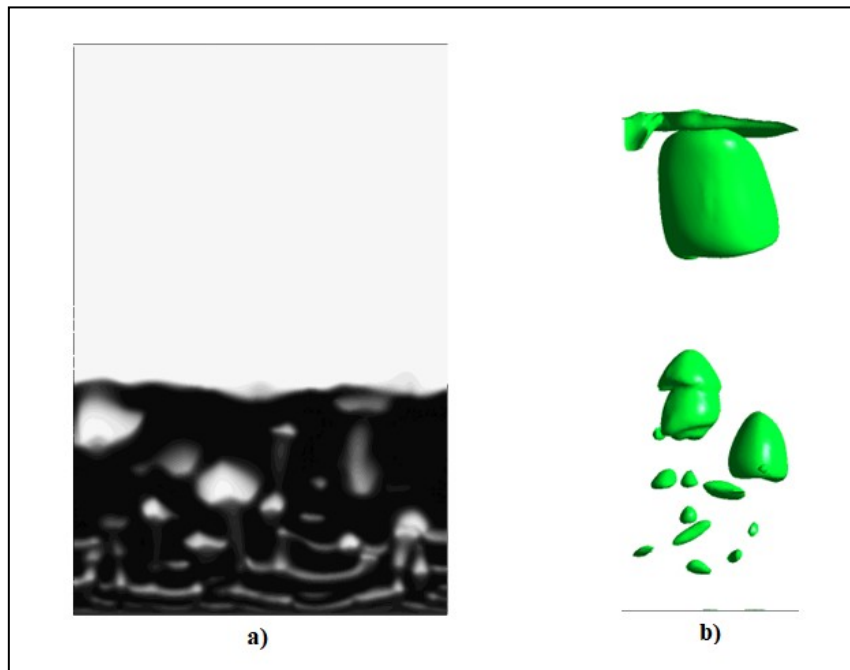


Figura 8.4: a) lecho bidimensional simulado por CFD b) isosuperficie del lecho cilíndrico simulado por CFD con fracción volumétrica de gas de 0,7. Obs: las escalas son distintas para poder observar detalladamente las burbujas en el lecho cilíndrico. Tenga en cuenta que la altura total del lecho es la misma.

8.2.2 – VELOCIDAD DE LAS BURBUJAS

En la [Figura 8.5](#) se presentan los resultados de velocidad de las burbujas en función de la altura del lecho, obtenidos en forma experimental y por CFD para los dos casos simulados: lecho bidimensional y cilíndrico. Además, se incluyeron las velocidades calculadas con las correlaciones empíricas de [Davidson y Harrison \(1963\)](#), [Werther \(1978\)](#), [Hillgardt y Werther \(1986\)](#) y de [Kunii y Levenspiel \(1991\)](#). Para evaluar las velocidades en función de la altura del lecho, con las correlaciones mencionadas, se utilizó el diámetro de burbuja de [Cai y colab. \(1994\)](#).

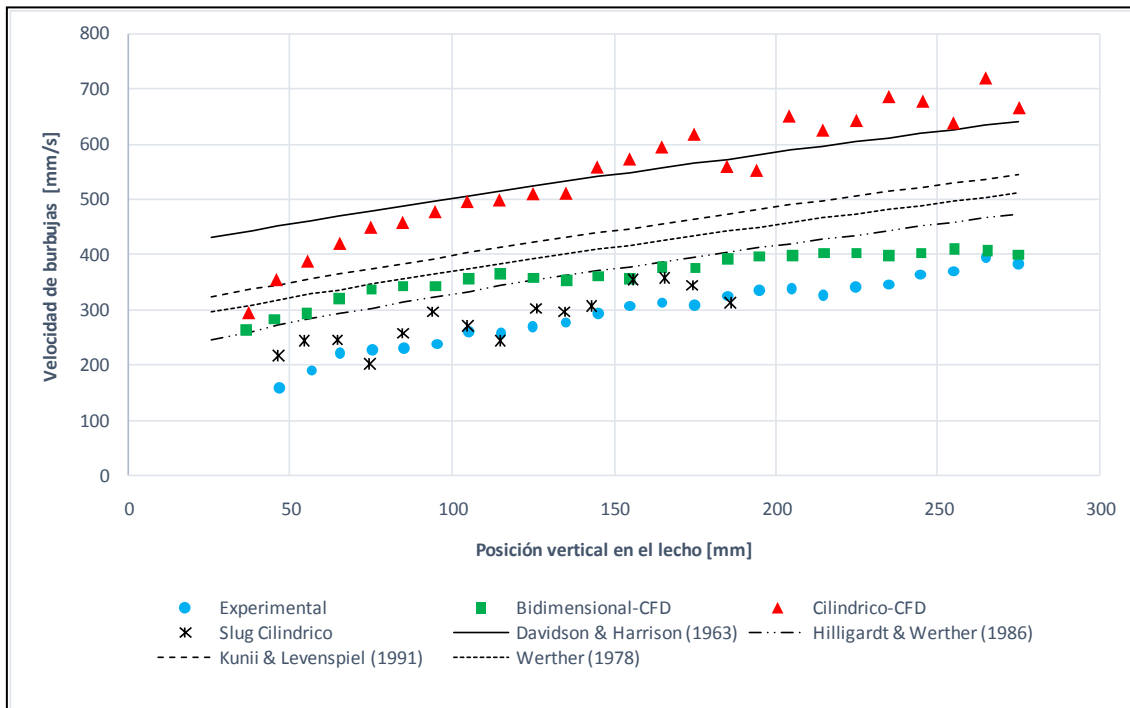


Figura 8.5: Velocidad de burbujas en función de la altura en el lecho. Resultados experimentales y simulados por CFD en conjunto con correlaciones.

Como puede observarse, los resultados obtenidos a partir de la simulación del lecho bidimensional, sobrestiman la velocidad de las burbujas respecto del valor experimental, en una proporción similar, en toda altura en el lecho, mientras que, el lecho cilíndrico simulado, sobrestima la velocidad de las burbujas de manera creciente con la altura del lecho. Esto último tiene que ver con que, para posiciones verticales próximas al *freeboard*, las burbujas del lecho cilíndrico presentan un tamaño mayor, y por lo tanto, su velocidad también es superior. Además, otro factor que influye en que las burbujas del lecho cilíndrico tengan una velocidad superior a las del lecho experimental, es que sólo se consideraron para el estudio las burbujas que no estaban en contacto con las paredes del lecho (se descartaron las que sí lo hacían, según lo explicado en la Sección 7.1.2), mientras que, todas las burbujas presentes en el lecho experimental pueden considerarse *slugs* que atraviesan el lecho de pared a pared. Las paredes retienen a las burbujas, ralentizándolas respecto de aquellas que atraviesan el lecho cilíndrico sin contacto con las paredes.

Para poder visualizar el efecto de las paredes en el lecho cilíndrico, se analizaron algunos *slugs* de pared de forma manual (sin utilización de software) observando sus coordenadas (sin posibilidad de contar con datos de volumen y área

superficial, ya que el programa no calcula estas variables para superficies abiertas). La velocidad de los *slugs* de pared en el lecho cilíndrico se pueden observar en la [Figura 8.5](#) con cruces color negro. Allí se ve que su velocidad es menor y se acerca considerablemente a los datos experimentales.

En lo que respecta a las correlaciones, ninguna ajusta adecuadamente a los datos experimentales, aunque la correlación de [Hilligardt y Werther \(1986\)](#) se aproxima a los resultados obtenidos por simulación del lecho bidimensional.

En la [Tabla 8.3](#) se muestran los errores relativos porcentuales de las velocidades calculadas a partir de las simulaciones respecto del valor experimental.

Tabla 8.3: Errores relativos en velocidad de burbujas respecto de los valores experimentales.

ERRORES RESPECTO AL VALOR EXPERIMENTAL			
Altura [mm]	Bidimensional CFD [%]	Cilíndrico CFD [%]	Slugs-Cilíndrico CFD [%]
40 a 50	78,75	123,98	37,09
50 a 60	55,22	104,64	27,83
60 a 70	44,94	90,22	10,92
70 a 80	47,90	97,17	11,78
80 a 90	48,70	98,12	11,32
90 a 100	44,80	100,90	24,49
100 a 110	37,16	90,26	3,69
110 a 120	42,28	93,52	5,48
120 a 130	33,82	89,96	12,48
130 a 140	28,23	84,46	6,99
140 a 150	23,64	90,73	4,75
150 a 160	16,80	86,96	16,13
160 a 170	21,35	90,10	14,61
170 a 180	22,42	100,19	11,73
180 a 190	21,20	72,43	3,63
190 a 200	18,63	64,59	32,13
200 a 210	18,41	93,00	
210 a 220	23,82	91,49	
220 a 230	18,58	88,46	
230 a 240	15,51	98,31	
240 a 250	11,20	86,31	
250 a 260	11,75	72,89	
260 a 270	3,39	82,02	
270 a 280	4,76	73,92	

En la [Tabla 8.3](#) se puede observar que, de los tres resultados obtenidos por simulación, el análisis que presenta menor error respecto de los datos experimentales es el de los *slugs* de pared en el lecho simulado cilíndrico. Es oportuno aclarar que el estudio de los *slugs* de pared en el lecho cilíndrico, al no estar automatizado, es un proceso lento y largo si se quieren obtener suficientes datos.

De las simulaciones la que mejor representa los datos experimentales es la del lecho bidimensional, aunque sus errores relativos son elevados en la región inferior del lecho. Se ha encontrado en la bibliografía que, en la simulación por CFD de un lecho fluidizado, la velocidad de las burbujas está relacionada con el coeficiente de especularidad (ϕ) ([Altantiz y colab., 2014](#)) y que su valor debe ser ajustado empíricamente. Es probable que modificando esta variable se puedan lograr mejores resultados. Es importante mencionar que debería realizarse un estudio paramétrico que abarque posibles valores de ϕ comprendidos entre 0 y 1. Este análisis queda fuera del alcance de este trabajo y se plantea como una perspectiva para futuros estudios en el tema.

CAPÍTULO IX

CONCLUSIONES

En el marco de los objetivos planteados en el comienzo de este trabajo, se realizaron estudios sobre la fluidización del par arena-aire operando en el régimen de burbujeo. Para ello se determinaron, experimentalmente y por simulación, la velocidad de mínima fluidización, los diámetros y las velocidades de las burbujas presentes en el lecho.

Se utilizó la técnica de fluidodinámica computacional como un valioso medio para obtener información de alta precisión y se estudió su potencial para suplir la realización de experiencias en el estudio fluidodinámico de la fase burbuja.

Con el objeto de calcular la velocidad de mínima fluidización, se trazó experimentalmente la curva de fluidización utilizando un lecho cilíndrico. Las simulaciones se llevaron a cabo en un lecho de igual geometría. Los valores de U_{mf} obtenidos experimentalmente y por CFD fueron 0,19 y 0,21 m/s, respectivamente. El error respecto del valor experimental fue de 10,5%. La pérdida de carga arrojó un error del 6,9 %.

El estudio de la fase burbuja se llevó a cabo en un lecho denominado “bidimensional” para una velocidad superficial del aire de 0,35 m/s. Se tomaron fotografías de las burbujas con una cámara de alta velocidad que captura 60 cuadros por segundo.

Para tratar dichas imágenes, se desarrolló un código bajo la plataforma *MATLAB*, que efectúa el pre-tratamiento de las imágenes y calcula el diámetro y la velocidad de las burbujas.

Las simulaciones se llevaron a cabo en un lecho de geometría bidimensional de iguales dimensiones que el lecho experimental y en un lecho cilíndrico de igual sección transversal. Para el tratamiento de las imágenes tridimensionales generadas en la simulación del lecho cilíndrico, se propuso una metodología que incluye el pre-tratamiento de las imágenes con un código desarrollado en *MATLAB*, seguido de un análisis con el software *AUTODESK 3DS Max* que permite evaluar la ubicación de las burbujas y sus dimensiones.

La simulación del lecho bidimensional logró reproducir los diámetros experimentales con errores que oscilan entre el 20 y 30%, con un valor promedio de 28,2%. Si bien estos errores son inferiores a los observados en las simulaciones del lecho cilíndrico, sería recomendable realizar estudios posteriores para disminuirlo. Las discrepancias encontradas en el diámetro de burbuja pueden deberse a varios factores. Uno de ellos es la dificultad de observar burbujas en el lecho experimental, cuando la misma no atraviesa el lecho en su totalidad. Otro factor a considerar, es el valor de umbral en el tratamiento de imágenes (*threshold*) que podría requerir ajustes aún más rigurosos. También se debería analizar el efecto de las paredes, realizando estudios del ajuste del parámetro ϕ (coeficiente de especularidad) que tiene en cuenta la transferencia de cantidad de movimiento hacia las paredes por parte de las partículas sólidas.

Existen dos importantes razones para que la simulación del lecho cilíndrico no sea adecuada para reproducir el diámetro de burbujas experimentales evaluadas en un lecho bidimensional. En primer lugar, en los lechos bidimensionales, el efecto de las paredes es considerable, ya que limita el crecimiento de las burbujas. En segundo lugar, la proximidad entre burbujas en el lecho cilíndrico hace que, por el fenómeno de coalescencia, se unan en una única burbuja de mayor dimensión, en alturas próximas a la superficie libre del lecho, hecho que justifica que el error se acentúe a medida que se asciende en el lecho.

La velocidad de las burbujas también fue mejor reproducida por el lecho bidimensional simulado. Los errores oscilaron entre el 15 y el 40%, con un promedio del 29%. Los resultados obtenidos a partir de la simulación del lecho cilíndrico, presentan errores mayores, que pueden estar relacionados con la sobreestimación de los diámetros de las burbujas. Además, en el lecho cilíndrico, no se tuvo en cuenta el efecto de las paredes, ya que sólo se estudiaron las burbujas que atravesaban el lecho sin entrar en contacto con ellas (debido a la imposibilidad del programa *AUTODESK 3DS Max* de arrojar información de las burbujas que tocan las paredes). Para analizar el efecto de las paredes sobre la velocidad de las burbujas se estudiaron los *slugs* de pared, analizándolos de manera individual, sin la utilización del programa antes mencionado. Pudo observarse que la velocidad de los *slugs* de pared se aproxima significativamente a los valores experimentales, arrojando un error promedio de 14,7%. Este error es

considerablemente menor que el de las burbujas que atraviesan el lecho cilíndrico sin tocar las paredes, que fue en promedio del 90%.

Se observó que la presencia de paredes ejerce una influencia sumamente importante en la velocidad de las burbujas. Por ello, se considera recomendable, en futuros trabajos, realizar ajustes sobre el coeficiente de especularidad. Asimismo, debería evaluarse en futuros estudios, el procedimiento propuesto para otras velocidades del aire.

Finalmente, se concluye que la metodología de estudio propuesta es útil y práctica, especialmente el tratamiento de imágenes y de determinación de tamaño y velocidad de burbuja, debido a la elevada rapidez del análisis de datos alcanzada por el algoritmo desarrollado. Puede considerarse que la CFD es una herramienta de gran potencial para el análisis de la fase burbuja de los lechos fluidizados. Sin embargo, a partir de los resultados, se observa la necesidad de realizar ajustes de los modelos empleados para obtener mejores resultados.

NOMENCLATURA

A	Área transversal del lecho, m ²
A_0	Área del distribuidor por orificio, m ²
A_b	Área de burbuja plana en lecho bidimensional, m ²
Ar	Número de Arquímedes
C_2	Factor de resistencia inercial del medio poroso, m ⁻¹
C_D	Coefficiente de arrastre
D	Diámetro del lecho, m
d_0	Tamaño inicial de burbuja formada encima del distribuidor, m
d_b	Diámetro de burbuja, m
d_p	Diámetro de partícula, m
d_p^*	Diámetro de partícula adimensional
d_{sv}	Diámetro de Sauter, m
e_{lecho}	Espesor del lecho bidimensional, m
$F_{45\mu m}$	Fracción másica de partículas de tamaño menor a 45 μm
f_b	Fracción volumétrica de burbujas
f_{nube}	Fracción volumétrica de nube en la burbuja
g	Aceleración de la gravedad, m s ⁻²
H	Altura del lecho, m
h	Distancia vertical sobre el distribuidor en el lecho, m

H_{mf}	Altura del lecho en mínima fluidización, m
k_e	Conductividad específica, $W m^{-1} K^{-1}$
K_{sg}	Coefficiente de intercambio de momento en la interface gas-sólido
m	Masa, kg
p	Presión, Pa
P_b	Perímetro de burbuja plana en lecho bidimensional, m
Q	Caudal volumétrico del gas fluidizante, $m^3 s^{-1}$
Q_b	Caudal volumétrico de aire que atraviesa el lecho en burbuja, $m^3 s^{-1}$
q_b	Caudal volumétrico de gas que ingresa y egresa de la burbuja, $m^3 s^{-1}$
Q_f	Caudal volumétrico de aire en fase densa (emulsión), $m^3 s^{-1}$
Q_{mf}	Caudal volumétrico necesario para mínima fluidización, $m^3 s^{-1}$
Q_p	Caudal volumétrico de sólidos, $m^3 s^{-1}$
R_b	Radio de burbuja, m
R_C	Radio de la nube, m
Re	Número de Reynolds
S_b	Área superficial de burbuja, m^2
U	Velocidad superficial del gas, $m s^{-1}$
u	Velocidad lineal del gas, $m s^{-1}$
u^*	Velocidad lineal del gas adimensional
U_b	Velocidad superficial del gas en burbuja, $m s^{-1}$

u_b	Velocidad de ascenso de burbuja en el conjunto, m s^{-1}
u_{br}	Velocidad de ascenso de una burbuja aislada, m s^{-1}
U_f	Velocidad superficial del gas intersticial en emulsión, m s^{-1}
u_f	Velocidad lineal del gas intersticial en emulsión, m s^{-1}
U_{mb}	Velocidad superficial de mínimo burbujeo, m s^{-1}
U_{mf}	Velocidad superficial de mínima fluidización, m s^{-1}
U_p	Velocidad superficial de sólidos, m s^{-1}
u_p	Velocidad lineal de sólidos, m s^{-1}
u_{slip}	Velocidad relativa entre fases, m s^{-1}
V	Volumen, m^3
V_b	Volumen de burbuja, m^3
V_g	Volumen de la fase gaseosa, m^3
V_s	Volumen de la fase sólida, m^3
W	Peso de sólidos cargados en el lecho, N
Δn	Altura del medio poroso, m

Símbolos Griegos

α	Permeabilidad del medio poroso, m^2
α_g	Fracción volumétrica de la fase gaseosa
α_s	Fracción volumétrica de la fase sólida

ε	Porosidad o fracción de huecos
ε_{mf}	Porosidad de mínima fluidización
μ	Viscosidad del gas, Pa s
ρ_g	Densidad del gas, kg m ⁻³
ρ_p	Densidad de las partículas, kg m ⁻³
τ	Tensión de corte, Pa
Ψ	Esfericidad de partículas
φ	Coefficiente de especularidad

BIBLIOGRAFÍA

- Acosta-Iborra A., Sobrino C., Hernández-Jiménez F. y M. de Vega (2011). “*Experimental and computational study on the bubble behavior in a 3-D fluidized bed*”, Chemical Engineering Science, 66, 3499-3512.
- Altantzis C., Bates R.B. y A.F. Ghoniem (2015). “*3D Eulerian modeling of thin rectangular gas–solid fluidized beds: Estimation of the specular coefficient and its effects on bubbling dynamics and circulation times*”, Powder Technology, 270, Part A, 256-270, ISSN 0032-5910.
- Asegehegn, T.W., M. Schreiber and H.J. Krautz (2012). “*Influence of two- and three- dimensional simulations on bubble behavior in gas-solid fluidized beds with and without immersed horizontal tubes*”, Powder Technology, 219, 9-19.
- Baeyens J. y D. Geldart (1974). “*An Investigation into Slugging Fluidized Beds*”, Chemical Engineering Science, 29, 255-265.
- Barreto G.F. (1984). “*Behavior of Beds of Fine Powders Fluidized by Gases at Pressures of up to 20 bar*”, Ph. D. Thesis, University College, Londres, Inglaterra.
- Busciglio A., Vella G., Micale G. y L. Rizzuti (2008). “*Analysis of the bubbling behaviour of 2D gas solid fluidized beds Part I. Digital image analysis technique*”. Chemical Engineering Journal, 140, 398-413.
- Busciglio A., Vella G., Micale G. y L. Rizzuti (2009). “*Analysis of the bubbling behaviour of 2D gas-solid fluidized beds Part II. Comparison between experiments and numerical simulations via Digital Image Analysis Technique*”. Chemical Engineering Journal, 148, 145-163
- Bi H.T, (2007). “*A critical review of the complex pressure fluctuation phenomenon in gas-solids fluidized beds*”, Chemical Engineering Science 62, 3473-3493.
- Cammarata L., Lettieri P., Giorgio D., Micale M. y D. Colman (2003). “*2D and 3D CFD Simulations of Bubbling Fluidized Beds Using Eulerian-Eulerian Models*”, International Journal of Chemical Reactor Engineering, Vol. 1, Art. A48.
- Clift, R. y Grace, J.R. (1985). “*Continuous bubbling and slugging, in: Davidson, R., Clift, D., Harrison (Eds), Fluidization*”, Academic Press, Londres, 73-132.
- Davidson J.F., Clift R. D. y D. Harrison (1963). “*Fluidization*”, Academic. Press., Orlando, Florida.
- Fluent Inc. (2011). Ansys-Fluent 14.0, “*User’s Guide*”
- Froment G.F, Bischoff K.B. y J. De Wilde (1990). “*Chemical Reactor Analysis and Design*”, Ed John Wiley & sons, Inc., ISBN 978-0-470-56541-4

- Geldart D. (1972). *"The effect of Particle Size and Size Distribution on the Behavior of Gas Fluidized Beds"*, Powder Technology, 6, 201-215
- Geldart D. (1973). *"Types of Gas Fluidization"*, Powder Technology, 7, 285-292
- Gidaspow D. (1994). *"Multiphase Flow and Fluidization: Continuum and Kinetic Theory Descriptions"*, Academic Press, Boston.
- Grace J.R. (1986). *"Can. J. Chem Eng."*, 64, 353
- Grace, J.R. y R. Clift (1974). *"On the two-phase theory of fluidization"*, Chemical Engineering Science, 29, 327-334.
- Hosseini, S.H., Ahmadi G., Rahimi R., Zivdar M. y M.N. Esfahany (2010). *"CFD studies of solids hold-up distribution and circulation patterns in gas-solid fluidized beds"*, Powder Tech., 200, 201-215.
- Hulme I. y A. Kantzas (2004). *"Determination of bubble diameter and axial velocity for a polyethylene fluidized bed using X-ray fluoroscopy"*. Powder Technology 147, 20-33.
- Hulme I., Clavell E., van der Lee L y A. Kantzas (2005). *"CFD modeling and validation of bubble properties for a bubbling fluidized bed"*, Industrial & Engineering Chemical Research 44, 4254-4266.
- Johnson P. y R. Jackson (1987). *"Frictional-collisional constitutive relations for granular materials, with application to plane shearing"*, J. Fluid Mech. 176 67–93.
- Karimipour S. y T. Pugsley (2011). *"A critical evaluation of literature correlations for predicting bubble size and velocity in gas-solid fluidized beds"*, Powder Technology, 205, 1-14.
- Kunii, D. y O. Levenspiel (1991). *"Fluidization Engineering"*, Ed. Butterworth-Heinemann.
- Li X., Jaworski A.J. y X. Mao (2018). *"Bubble size and bubble rise velocity estimation by means of electrical capacitance tomography within gas-solids fluidized beds"*. Measurement 117, 226-240.
- Mazza G.D. y G.F. Barreto (1993). *"Analysis of models for heat transfer between gas-fluidized bed and immersed surfaces at high temperatures"*, Powder Technology, 67, 137-144.
- Patankar, S.V. (1980). *"Numerical Heat Transfer and Fluid Flow"*, Hemisphere Publishing Corporation, NY.

- Patil D.J., van Sint Annaland M. y J.A.M. Kuipers (2005). “*Critical comparison of hydrodynamic models for gas-solid fluidized beds – Part II: freely bubbling gas-solid fluidized beds*”, Chemical Engineering Science 60,73-84.
- Reuge, N., Cadoret L., Coufort-Ssaudejaud C., Pannala S., Syamlal M. y B. Caussat (2008). “*Multifluid Eulerian modeling of dense gas-solid fluidized bed hydrodynamics: influence of the dissipation parameters*”, Chem. Eng.Sci., 22, 5540-5551.
- Reyes Urrutia, A., Galeazzi, F., Zambon, M., Flamant, G., Gauthier, D. y G. Mazza (2011). “*Estudio de la pérdida de carga y de la transferencia de calor en un lecho fluidizado burbujeante mediante la utilización de fluidodinámica computacional (CFD)*”, Mecánica Computacional, Vol. XXX, 1669-1687.
- Rowe, P. N. y R. Matsuno (1971). “*Single gas bubbles injected into a gas fluidized bed and observed by X-ray*”, Chem. Eng. Sci., 26, 923-925.
- Rüdüsüli, M., Schildhauer T.J., Biollaz S.M.A. y J. Ruud van Ommen (2012). “*Bubble characterization in a fluidized bed by means of optical probes*”, International Journal of Multiphase Flow 41, 56-67.
- Taghipour, F., Ellis N. y C. Wong (2005). “*Experimental and computational study of gas-solid fluidized bed hydrodynamics*”, Chem. Eng. Sci., 60, 6857-6867.
- Tanehill J.C. y D.A. Anderson (1997). “*Computational Fluid Mechanics and Heat Transfer*”, Taylor & Francis, 792 pp. ISBN 1 56032045X.
- Toomey, R. y H.F. Johnstone (1952). “*Gas Fluidization of Solid Particles*”, Chemical Engineering Progress, 48, 220-226.
- Wen C.Y. y Y.H. Yu (1966). “*A Generalized Method for Predicting the Minimum Fluidization Velocity*”, AIChE. J 12, 610-612.
- Yang W.C (2003). “*Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*”, Nueva York, Marcel Dekker, 1868 pp. ISBN 082470259X.
- Zambon, M., Mora Basaure, C., Veliz, S., Bucalá, V. y G. Mazza (2011). “*Experimental and CFD study of the hydrodynamics of air-urea bubbling fluidized beds*”, Récents Progrès en Génie des Procédés, 101, A328-1-A328-6.
- Zenz F.A. y D.F. Othmer (1960). “*Fluidization and Fluid Particle Systems*”, Van Nostrand Reinhold, Nueva York.