



UNIVERSIDAD
DE PIURA

FACULTAD DE INGENIERÍA MECÁNICO - ELÉCTRICA

**Estudio numérico de la fluidización en estado inerte de un
gasificador de lecho fluidizado burbujeante**

Tesis para optar el Título de
Ingeniero Mecánico – Eléctrico

**Miryan Alexandra Labán More
Juan Carlos López Espinoza**

**Asesor:
Dr. Ing. Raúl La Madrid Olivares**

Piura, mayo de 2022



Dedicatoria

A Dios y a la Virgen, por iluminarme día a día y darme fuerzas para seguir adelante.

A mi madre Miryan, quien siempre estuvo para darme palabras de aliento y su amor incondicional.

A mi padre Mauro, quien nunca se cansa de contagiarme su disciplina y me hace querer dar más de mí.

Y a mi hermano Anthony, quien siempre tiene fe en mí y me motiva a cumplir mis proyectos.

Alexandra Labán

A Dios, por darme la dicha de llegar hasta este momento tan importante de mi vida profesional.

A mi madre Diana, por ser el pilar en mi formación, corrigiendo mis faltas y celebrando mis triunfos.

A mi padre Juan, quien con sus consejos ha sabido guiarme por el difícil camino de la vida, y demostrarme que siempre está orgulloso de la persona en la cual me he convertido.

Y a mi hermano Sebastián, por ser la persona que siempre ha estado a mi lado ayudándome a afrontar los retos que se me han presentado a lo largo de mi vida.

A mis abuelas Meche y Dora, por consentirme, cuidarme y aconsejarme, sin su apoyo nada de esto sería posible. A mis abuelos Willy y Manuel, que siempre me dieron una palabra sabia en los momentos que los necesitaba, y ahora desde el cielo me protegen siempre.

Juan López.



Agradecimientos

Agradecemos al “Programa Nacional de desarrollo Científico, Tecnológico y de Innovación Tecnológica”, por financiar el proyecto: “Estudio numérico-experimental para la generación de energía limpia con alta eficiencia utilizando residuos sólidos de biomasa y carbón mediante mediciones primarias de monitoreo térmico y diagnósticos de combustión”





Resumen

En este trabajo se desarrolla un estudio fluido - dinámico respecto a los parámetros que permiten una óptima fluidización en un gasificador de lecho fluidizado burbujeante, como, por ejemplo, la velocidad de mínima fluidización, la caída de presión que existe dentro del reactor, entre otros. Además, se analiza la geometría del sistema de alimentación de aire con el objetivo de modificar en un futuro la estructura del prototipo existente para lograr uniformidad del flujo de aire en la zona transversal de la entrada del gasificador. Este estudio se logra mediante el uso de los programas ANSYS CFX y FLUENT, para realizar las distintas simulaciones en inerte y para la obtención de datos importantes como: altura de lecho fijo, velocidad superficial del aire requerida y flujo necesario de aire a la entrada de alimentación; que serán útiles para la futura puesta en marcha del gasificador de lecho fluidizado burbujeante UDEP, así como para posteriores implementaciones al módulo, como por ejemplo, la de un ventilador, cuya potencia dependa del flujo requerido de aire según el intervalo de velocidades a la que opera el gasificador.

Se establecieron las condiciones de trabajo y mediante el Dinámica de fluidos computacional, se realizó la geometría, discretizado y configuración del solver para las simulaciones de un lecho fijo, uno fluidizado y las 3 geometrías del sistema de alimentación. Se realizaron las simulaciones y se obtuvieron gráficas mediante el post - procesamiento de datos en el programa utilizado.

Se determinó un modelo de fluidización de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante, con el cual se puede obtener el valor de la velocidad de mínima fluidización y así poder profundizar en el estudio de los procesos internos del Gasificador Udep; y se obtuvo una geometría del sistema de alimentación que permite una velocidad lo más uniforme posible a la entrada del gasificador.

Se validó un modelo de fluidización que permitió determinar la velocidad de mínima fluidización y la caída de presión del lecho del gasificador UDEP, basado en la comparación con los datos experimentales de Zhang, respecto a cuyo modelo se tiene un error menor al 5% y 1% respectivamente. Además, se determinó que el intervalo óptimo de velocidades superficiales de operación eran las menores a 0.75 m/s. Finalmente, se concluyó que la geometría del sistema de alimentación de aire del gasificado es un factor

clave para lograr que el flujo de aire llegue uniformemente a la entrada del gasificador y que el valor de la velocidad sea uniforme.



Tabla de contenido

Introducción	19
Capítulo 1 Estado del arte del proceso de gasificación	21
1.1 Gasificación.....	21
1.1.1 Etapas de gasificación	22
1.1.2 Tipos de gasificadores.....	24
1.2 Fenómeno de fluidización.....	30
1.2.1 Regímenes de fluidización.....	30
1.2.2 Ventajas y desventajas	32
1.2.3 Factores de calidad.....	32
1.2.4 Lecho fluidizado.....	33
1.2.5 Tipos de fluidización en lechos fluidizados gas -sólido.....	41
1.3 Gasificador de lecho fluidizado burbujeante UDEP	47
1.3.1 Reactor y ciclón.....	47
1.3.2 Placa distribuidora	49
1.3.3 Tornillo sin fin y tolva	49
1.3.4 Soplador.....	50
1.3.5 Quemador.....	50
1.3.6 Analizador de gases.....	51
1.3.7 Motor eléctrico y caja reductora de velocidad.....	51
1.3.8 Computadoras	51
1.3.9 Sensores de temperatura	52
Capítulo 2 Modelación numérica	53
2.1 Dinámica de fluidos computacional.....	53
2.2 Procesos de trabajo de la dinámica de fluidos computacional.....	54

2.2.1	Pre - procesamiento	55
2.2.2	Procesamiento.....	58
2.2.3	Post - procesamiento	59
2.3	Ecuaciones y modelos de la dinámica de fluidos computacional	60
2.3.1	Ecuaciones de Navier Stokes	60
2.3.2	Métodos de discretización en CFD.....	62
2.3.3	Modelos multifásicos	69
2.3.4	Modelo Euleriano	70
Capítulo 3 Implementación de modelo de fluidización		79
3.1	Problemática	79
3.2	Lecho fijo	81
3.2.1	Dominio computacional	81
3.2.2	Discretización del dominio computacional.....	82
3.2.3	Acondicionamiento del problema	83
3.2.4	Parametrización del problema	85
3.2.5	Configuración del análisis y del solucionador	85
3.3	Lecho fluidizado.....	86
3.3.1	Dominio computacional	88
3.3.2	Discretización del dominio computacional.....	89
3.3.3	Acondicionamiento del problema	89
3.3.4	Parametrización del problema	92
3.3.5	Configuración del análisis y del solucionador	92
3.4	Modelo de fluidización del gasificador UDEP.....	93
3.4.1	Alúmina.....	95
3.4.2	Bauxita.....	96
3.5	Sistema de alimentación de aire.....	97
3.5.1	Dominio computacional	98
3.5.2	Discretización del dominio computacional.....	99
3.5.3	Acondicionamiento del problema	101
3.5.4	Configuración del análisis del solucionador.....	102

3.5.5	Parametrización del problema	102
Capítulo 4 Resultados		105
4.1	Validación de modelo de fluidización.....	105
4.2	Resultados obtenidos del modelo del Gasificador Udep.....	108
4.2.1	Alúmina.....	109
4.2.2	Bauxita.....	119
4.3	Resultados obtenidos para la entrada óptima de aire al Gasificador Udep.....	122
4.3.1	Ensanchamiento del ducto alimentador	124
4.3.2	Modificación general + reducción.....	127
Conclusiones		135
Referencias bibliográficas.....		137





Lista de tablas

Tabla 1.	Pantalla estándares de Tyler	34
Tabla 2.	Esfericidades.....	35
Tabla 3.	Datos característicos de la clasificación de Geldart.....	39
Tabla 4.	Características del aire.....	40
Tabla 5.	Características de los materiales inertes más comunes	41
Tabla 6.	Especificaciones del reactor del gasificador Udep.....	48
Tabla 7.	Especificaciones del ciclón del gasificador Udep.....	49
Tabla 8.	Características del tornillo sin fin y tolva	50
Tabla 9.	Especificaciones técnicas del quemador.....	50
Tabla 10.	Especificaciones técnicas del motor.....	51
Tabla 11.	Datos técnicos de las computadoras de la planta piloto del gasificador	52
Tabla 12.	Ventajas y limitaciones del CFD	53
Tabla 13.	Aproximaciones de primera, segunda y tercera derivada	67
Tabla 14.	Condiciones de la velocidad respecto a la transferencia de masa entre fases.....	72
Tabla 15.	Modelos algebraicos del área interfacial	73
Tabla 16.	Configuración de medio poroso	84
Tabla 17.	Condiciones de frontera	84
Tabla 18.	Valores de las pruebas realizadas	85
Tabla 19.	Principales propiedades de los fluidos de trabajo	90
Tabla 20.	Principales parámetros para la simulación de lechos fluidizados.....	91
Tabla 21.	Condiciones de contorno asignadas al dominio.....	92
Tabla 22.	Valores numéricos utilizados en la parametrización.....	92
Tabla 23.	Parámetros del solver de ANSYS-Fluent del lecho fluidizado	92
Tabla 24.	Condiciones de contorno modelo de fluidización	95
Tabla 25.	Parámetros del solver modelo de fluidización	95
Tabla 26.	Principales propiedades para la simulación del Gasificador Udep	95
Tabla 27.	Valores ingresados en el paramétrico	96
Tabla 28.	Propiedades del fluidos	97
Tabla 29.	Valores de parametrización (Bauxita).....	97
Tabla 30.	Características del agente fluidizante (aire)	101
Tabla 31.	Configuraciones de las regiones del Sistema de Alimentación	102

Tabla 32. Parámetros del solucionador	102
Tabla 33. Valores de parametrización del sistema de alimentación	103
Tabla 34. Velocidad y presión en el estado de mínima fluidización.....	106
Tabla 35. Comparación de valores obtenidos de forma experimental y por simulación.....	106
Tabla 36. Contornos de fracción volumétrica del lecho fluidizado en Fluent.....	107
Tabla 37. Contornos de fracción volumétrica del lecho fluidizado en Fluent.....	107
Tabla 38. Contornos de fracción volumétrica del lecho fluidizado en Fluent.....	108
Tabla 39. Caída de presión a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h = 0.2\text{m}$).....	110
Tabla 40. Alturas promedio del lecho fluidizado para diferentes velocidades superficiales en 5 instantes de tiempo (altura de lecho fijo de alúmina $h = 0.2\text{m}$)	111
Tabla 41. Altura promedio del lecho fluidizado (alúmina con altura de lecho fijo $h=0.2\text{m}$) a diferentes velocidades superficiales del gas.....	112
Tabla 42. Caída de presión a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h=0.4\text{m}$)	115
Tabla 43. Alturas promedio del lecho fluidizado para diferentes velocidades superficiales en 5 instantes de tiempo (altura de lecho fijo de alúmina $h=0.4\text{m}$).....	116
Tabla 44. Altura promedio del lecho fluidizado (alúmina con altura de lecho fijo $h = 0.4\text{m}$) a diferentes velocidades superficiales del gas.....	117
Tabla 45. Caída de presión a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de bauxita $h = 0.2\text{m}$)	119
Tabla 46. Alturas promedio del lecho fluidizado para diferentes velocidades superficiales en 5 instantes de tiempo (altura de lecho fijo de bauxita $h = 0.2\text{m}$)	120
Tabla 47. Altura promedio del lecho fluidizado (alúmina con altura de lecho fijo $h=0.2\text{m}$) a diferentes velocidades superficiales del gas.....	121
Tabla 48. Indicadores para cuantificar la mejora de los casos de estudio	123

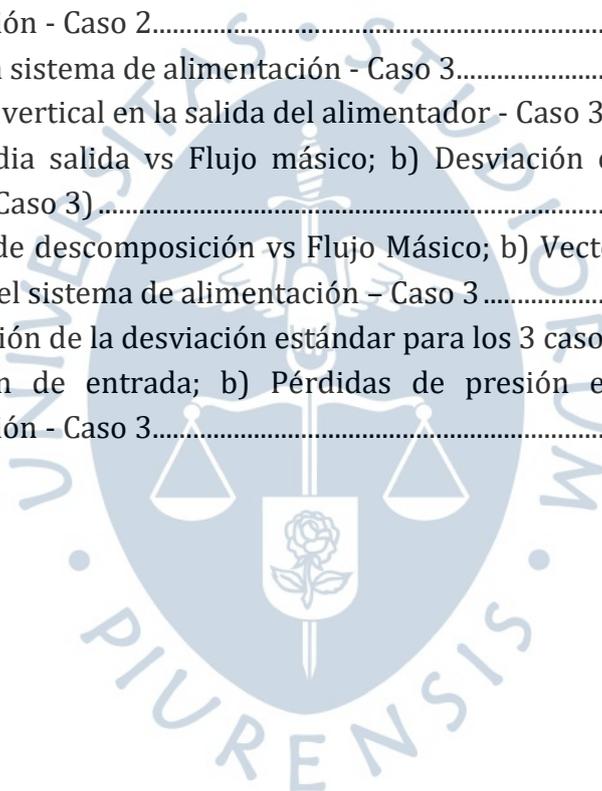
Lista de figuras

Figura 1.	Gasificación y sus productos.....	21
Figura 2.	Rango de aplicación de los gasificadores para la producción de energía eléctrica.....	25
Figura 3.	Gasificador de lecho móvil de tiro ascendente.....	26
Figura 4.	Gasificador de lecho fluidizado de tiro descendente	27
Figura 5.	Tipos de Gasificadores de tiro inverso	28
Figura 6.	Gasificador de lecho fluidizado: a) De tipo burbujeante; b) De tipo circulante.....	29
Figura 7.	Regímenes de Fluidización.....	31
Figura 8.	Relación entre esfericidad y vacío fraccional.....	36
Figura 9.	Clasificación de Geldart de las partículas a condición ambiente para el aire	39
Figura 10.	Diagrama ΔP vs. μ_0 de las partículas de arena	44
Figura 11.	Diagrama ΔP vs. Velocidad superficial.....	45
Figura 12.	Diagrama característico de la transición a lecho fluidizado burbujeante.....	45
Figura 13.	Diagrama representativo de la relación entre las velocidades características del lecho y el d_m de la partícula	46
Figura 14.	Partes y zonas del gasificador Udep	48
Figura 15.	Placa distribuidora con material inerte	49
Figura 16.	Soplador del Gasificador UDEP.....	50
Figura 17.	Placa del reductor	51
Figura 18.	Diagrama de flujo de trabajo en CFD.....	54
Figura 19.	Flujo generalizado de trabajo en CFD	55
Figura 20.	Malla estructurada y no estructurada sobre una misma región.....	56
Figura 22.	Visualización de resultados en CFD-Post Ansys Fluent.....	60
Figura 23.	Discretización en pequeños volúmenes.....	62
Figura 24.	Esquema de proceso de resolución de una EDP	63
Figura 25.	Mallado del espacio $x - t$	64
Figura 26.	Representación en diferencias finitas de $\partial f/\partial x$	66
Figura 27.	Dominios de cálculo	80
Figura 28.	Esquema de un lecho fijo y lecho fluidizado.....	80
Figura 29.	Representación del lecho fijo	81

Figura 30. Representación en 3D del lecho fijo de arena.....	81
Figura 31. Dimensiones de la placa	82
Figura 32. Discretización en volúmenes finitos del dominio computacional - Lecho fijo	82
Figura 33. Detalles del mallado.....	83
Figura 34. Regiones del dominio computacional.....	84
Figura 35. Configuración del solver-control	86
Figura 36. Valor de expresión de la variación de presión en el lecho.....	86
Figura 37. Representación de lecho fluidizado.....	87
Figura 38. Interfaz Workbench-Fluid Flow (Fluent)	87
Figura 39. Interfaz Workbench de ANSYS	88
Figura 40. Geometría 3D del dominio computacional del lecho fluidizado.....	88
Figura 41. Discretización del dominio computacional del lecho	89
Figura 42. Fluent Launcher del proyecto lecho fluidizado.....	89
Figura 43. Setup del ANSYS - Fluent.....	90
Figura 44. Solver del ANSYS-Fluent	93
Figura 45. a) Geometría gasificador UDEP; b) Mallado gasificador.....	93
Figura 46. Detalles del mallado.....	94
Figura 47. Dimensiones del gasificador UDEP	94
Figura 48. Modelo de arrastre de Syamlal O'Brien.....	96
Figura 49. Configuración de las alturas del lecho	96
Figura 50. Sistema de alimentación - Caso 1	97
Figura 51. Sistema de alimentación - Caso 2	98
Figura 52. Sistema de alimentación - Caso 3	98
Figura 53. Geometría del sistema de alimentación	98
Figura 54. Mallado del sistema de alimentación	99
Figura 55. Elementos del mallado por defecto.....	99
Figura 56. Elementos del mallado para simular capa límite	100
Figura 57. Configuración para el mallado "Inflation"	100
Figura 58. Configuración para el mallado "Inflation 2"	100
Figura 59. Configuración de la ventana "Define Run" (Run.....	101
Figura 60. Configuración de la ventana "Define Run" (Initial Value).....	101
Figura 61. Regiones del sistema de alimentación.....	102
Figura 62. Gráfica de ΔP vs μ_0 en lecho de arena y aire	105
Figura 63. Comparación gráficas ΔP vs μ_0 - Datos experimentales / Simulación propia	106
Figura 64. Fotos de la fluidización experimental del lecho arena-aire.....	108
Figura 65. Caída de presión para alúmina con altura de lecho fijo $h = 0.2\text{m}$ y $V_{in} = 0.10\text{ m/s}$	109
Figura 66. Caída de presión simulaciones de alúmina (lecho fijo $h = 0.2\text{m}$) vs velocidad superficial del gas.....	110

- Figura 67. De izquierda a derecha. Altura del lecho fluidizado ($v_f = 0.01$) para un lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.2\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 3\text{s}$112
- Figura 68. Altura del lecho fluidizado promedio a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.2\text{m}$).....112
- Figura 69. De izquierda a derecha. Facción volumétrica para un lecho fijo de Al_2O_3 de $h = 0.2\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 3\text{s}$113
- Figura 70. Altura promedio del lecho fluidizado y dispersión de valores vs Velocidad superficial del gas (altura de lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.2\text{m}$)114
- Figura 71. Altura del lecho en $2 \leq t \leq 4$ para diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.2\text{m}$).....114
- Figura 72. Caída de presión simulaciones de Al_2O_3 (lecho fijo $h=0.4\text{m}$) vs velocidad superficial del gas.....115
- Figura 73. De izquierda a derecha. Altura del lecho fluidizado ($v_f = 0.01$) para un lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.4\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 3.5\text{s}$116
- Figura 74. Altura del lecho fluidizado promedio a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.4\text{m}$).....117
- Figura 75. De izquierda a derecha. Facción volumétrica para un lecho fijo de Al_2O_3 de $h = 0.4\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 3.5\text{s}$118
- Figura 76. Altura promedio del lecho fluidizado y dispersión de valores vs Velocidad superficial del gas (altura de lecho fijo de Al_2O_3 $h=0.4\text{m}$).....118
- Figura 77. Altura del lecho en $2 \leq t \leq 4$ para diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.4\text{m}$).....119
- Figura 78. Caída de presión simulaciones de bauxita (lecho fijo $h = 0.2\text{m}$) vs Velocidad superficial del gas120
- Figura 79. De izquierda a derecha. Altura del lecho fluidizado ($v_f = 0.01$) para un lecho fijo de bauxita $h = 0.2\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 2.5\text{ s}$121
- Figura 80. Altura del lecho fluidizado promedio a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de bauxita $h = 0.2\text{m}$)121
- Figura 81. De izquierda a derecha. Facción Volumétrica para un lecho fijo de bauxita de $h = 0.2\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 2.5\text{s}$122
- Figura 82. Contorno de variable "Elementos" en la salida de la alimentación124
- Figura 83. Sistema de alimentación Caso 1 (flujo másico entrada = 30g/s).
a) Líneas de corriente; b) Velocidades verticales en la salida124
- Figura 84. Vy media salida vs Flujo másico entrada del alimentador - Caso 1.....125

Figura 85. Desviación estándar en la salida vs Flujo másico en la entrada del alimentador - Caso 1	125
Figura 86. Grado de descomposición vs Flujo másico - Caso 1.....	126
Figura 87. a) Presión de entrada; b) Pérdidas de presión en el sistema de alimentación - Caso 1.....	126
Figura 88. Velocidades verticales en la salida del sistema de alimentación - Caso 2.....	127
Figura 89. V_y media salida vs Flujo másico entrada del alimentador - Caso 2.....	128
Figura 90. Desviación estándar en la salida vs Flujo másico en la entrada del alimentador - Caso 2	128
Figura 91. Grado de descomposición vs Flujo másico - Caso 2.....	129
Figura 92. Vectores velocidad salida sistema de alimentación - Caso 2	129
Figura 93. a) Presión de entrada; b) Pérdidas de presión en el sistema de alimentación - Caso 2.....	130
Figura 94. Geometría sistema de alimentación - Caso 3.....	130
Figura 95. Velocidad vertical en la salida del alimentador - Caso 3	131
Figura 96. a) V_y media salida vs Flujo másico; b) Desviación estándar vs Flujo másico - (Caso 3).....	131
Figura 97. a) Grado de descomposición vs Flujo Másico; b) Vectores velocidad en la salida del sistema de alimentación - Caso 3.....	132
Figura 98. Comparación de la desviación estándar para los 3 casos.....	132
Figura 99. a) Presión de entrada; b) Pérdidas de presión en el sistema de alimentación - Caso 3.....	133



Introducción

En la actualidad existen muchas tecnologías de generación de energía que comprenden medios sostenibles y renovables, los cuales a largo plazo generan beneficios tanto en el aspecto económico, medioambiental como en el de la salud. Sin embargo, las industrias al conocer la complejidad de los procesos de estas tecnologías innovadoras deciden no arriesgarse y, por ende, no implementarlas. Una de estas tecnologías es la gasificación, la cual puede generar tanto energía eléctrica como térmica. El estudio de este proceso ha permitido que las empresas decidan renovarse e inviertan en la construcción de estos sistemas sustentables, como por ejemplo de gasificadores de lecho fluidizado; haciéndose partícipes de este modo del 21.3% de industrias con generación termoeléctrica (Comité de Operación Económica del Sistema Interconectado Nacional, 2021).

El presente trabajo se desarrolla en base a un módulo ya construido de Gasificador de lecho fluidizado burbujeante UDEP, que consiste en un reactor y un ciclón. Este sistema no logra una correcta fluidización de las partículas de su lecho, impidiendo de esta manera que el proceso de gasificación se lleve a cabo de forma óptima debido a la ausencia de transferencia de calor física y energética entre el material inerte y la biomasa. Por ese motivo, en el presente estudio, no solo se analiza el comportamiento fluidodinámico de un lecho bifásico, sino también la geometría de la entrada de alimentación de aire al gasificador, puesto que también es un factor de suma importancia para lograr la fluidización.

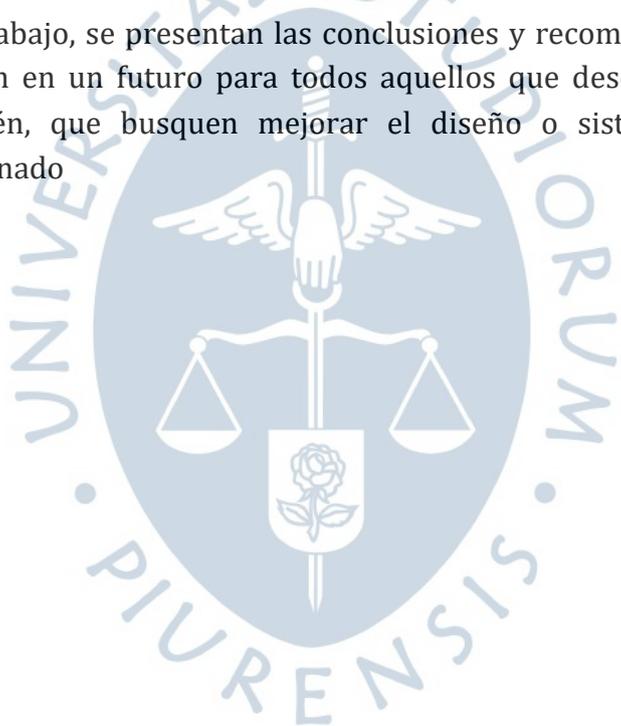
En el primer capítulo, se habla respecto al proceso de gasificación y su marco teórico, lo cual implica los fenómenos que ocurren en su interior; haciéndose énfasis en la fluidización, y, por ende, en la importancia de sus principales parámetros, además de las ventajas y desventajas de un lecho fluidizado. El segundo capítulo, se centrará en el estado de arte de la modelación de lechos fluidizados, es decir, de los modelos aplicados en diversos softwares para la simulación de procesos como el de la gasificación y los fenómenos que abarca; así como de los datos necesarios para que se logre una simulación que resulte lo más próxima a la realidad experimental.

En el capítulo tercero, se realizan dos puntos importantes. En primer lugar, la implementación numérica de la fluidodinámica del lecho fluidizado, dicha implementación comprende la construcción de la malla, la explicación de los modelos aplicados en la validación, el cálculo de los datos de entrada para la simulación con la

información del Gasificador UDEP y finalmente el desarrollo de las simulaciones en inerte, es decir, en ausencia de reacciones. En segundo lugar, se presentan las alternativas de solución respecto a la geometría de la entrada de alimentación de aire y se explica el objetivo de cada modificación para lograr uniformidad en el flujo de aire a la entrada del gasificador. Asimismo, se explica el dominio computacional, la discretización, el acondicionamiento del problema y la parametrización, para proceder finalmente con las simulaciones de cada modificación implementada.

En el último capítulo se muestran los resultados de las pruebas en inerte y se explican los valores y gráficas resultantes para cada caso en particular, analizando de esta manera cuáles son las mejores condiciones para una óptima fluidización. Además, se presentan los resultados de las simulaciones del comportamiento del flujo a la entrada del gasificador y se explica visualmente la mejora que cada modificación aportó. Todo esto con el fin de lograr el funcionamiento total y correcto del Gasificador UDEP.

Al final del trabajo, se presentan las conclusiones y recomendaciones, las cuales se espera que sirvan en un futuro para todos aquellos que deseen implementar esta tecnología o también, que busquen mejorar el diseño o sistemas del gasificador previamente mencionado



Capítulo 1

Estado del arte del proceso de gasificación

1.1 Gasificación

El proceso de gasificación es considerado como un conjunto de reacciones termoquímicas que se encarga de transformar la biomasa en un producto que tiene un valor mucho más alto, pues es de fácil transporte, lo que hace más conveniente su utilización como producto combustible a comparación de la biomasa.

Este proceso necesita un combustible sólido, tales como el carbón o la biomasa, éste último fundamentalmente extraído de residuos foresto-industriales y que presenta porcentaje bajo de humedad, que, al ser quemado en presencia de oxígeno y bajo condiciones controladas, se divide en sus componentes sólidas, gaseosas y líquidas más simples y ligeros. A partir de este punto, ciertas componentes son transformadas en gas combustible, denominado “gas pobre” debido a su bajo poder calorífico en comparación de otros combustibles, por ejemplo, el gas natural.

Este tipo de gas puede ser quemado en distintos equipos; tales como turbinas, motores Diesel, máquinas de vapor, etc., con el fin de generar potencia. Por estos motivos este tipo de tecnología hoy en día es vista como una de las alternativas de generación de energía eléctrica oriundas de fuentes renovables. Dependiendo del entorno o agente gasificante, los usos del producto final son los que se presentan en la Figura 1.

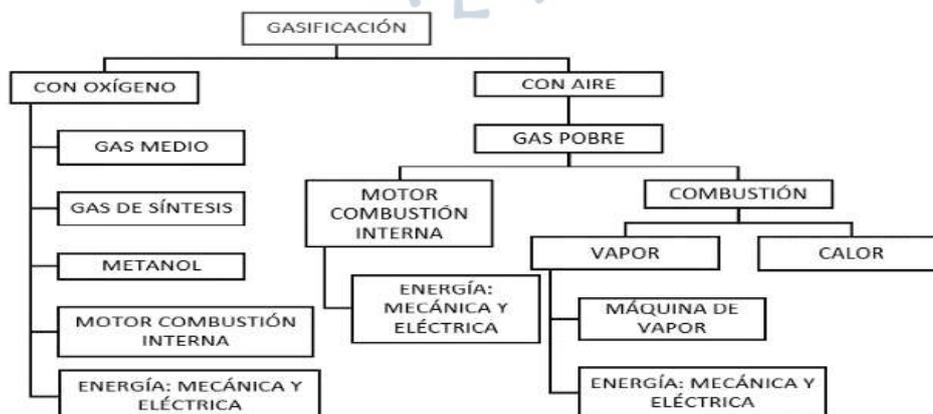


Figura 1. Gasificación y sus productos

Fuente: Energía de la Biomasa (Secretaría de Energía de Argentina, 2008)

Tanto la capacidad calorífica del producto final como su composición depende mucho del tipo y calidad de biomasa que se usa, como, por ejemplo: madera, cascara de arroz, caña de azúcar, etc. Las ventajas que tiene la gasificación frente a la biomasa como producto original según son (Carrasco Venegas, 2015):

- El gas generado como producto final de la gasificación, llamado Gas de Síntesis o *Syngas*, es mucho más versátil que la biomasa, es decir, tiene más aplicaciones y se puede usar en diversas aplicaciones industriales en comparación a la biomasa original. Incluso, se puede usar para los mismos propósitos que el gas natural.
- Es capaz de generar calor y/o vapor, y alimentar motores de combustión interna y turbinas a gas para la producción de energía mecánica o eléctrica.
- Se pueden obtener altas eficiencias en instalaciones de generación de energía eléctrica en comparación de la combustión directa de la biomasa. Se ha reportados valores de eficiencia térmica de las instalaciones de Ciclo Combinado de Gasificación Integrada (IGCC) pueden alcanzar hasta un 30% gracias a la combustión, frente a un 22% que alcanzan instalaciones que operan con ciclo Rankine simple de caldera alimentada por biomasa.
- El producto final es un combustible generalmente libre de impurezas, además de causar menos contaminación al quemarse en comparación de un combustible convencional.
- El uso de biomasa reduce la emisión de SO_2 , ya que puede sustituir en muchas industrias el uso de combustibles fósiles. A su vez minimiza el deterioro ambiental causado por la producción y transporte de estos.

1.1.1 Etapas de gasificación

Un proceso de gasificación consta básicamente de 4 etapas, independientemente del tipo de gasificador en estudio: secado, pirólisis, combustión y reducción. En un proceso de gasificación típica, la biomasa de alimentación inicialmente suele calentarse para reducir el porcentaje de humedad. En seguida se lleva a cabo una reducción térmica (llamado pirólisis), donde se da origen a componentes químicos más ligeros. Estos productos reaccionarán entre sí y con el medio gasificante para formar el gas final o *Syngas*.

Varias de las etapas del gasificador, como secado, pirólisis, y las reacciones de reducción, son procesos endotérmicos, es decir, necesitan energía térmica para poder llevarse a cabo. En la mayoría de los gasificadores comerciales, la energía necesaria para estas etapas se obtiene de las distintas reacciones exotérmicas llevadas a cabo en la etapa de combustión. Las etapas de un gasificador son las siguientes (Dr. Vargas Salgado, 2012)

1.1.1.1. Secado. Durante esta etapa, la biomasa es calentada y secada, logrando evaporar parte de la humedad contenida. El calor necesario para este proceso es

obtenido de las reacciones de combustión. Para el proceso de gasificación el porcentaje de gasificación es un factor que afecta directamente en la eficiencia del proceso en general y, por ende, en el valor calorífico del producto final.

En la producción de un gas combustible se usa biomasa con un porcentaje de humedad de entre 7 y 20%. Parte de la energía que se obtiene de la combustión se usa para el secado y no se vuelve a recuperar, es decir, a mayor humedad contenida en la biomasa, mayor energía perdida.

No se puede hacer mucho con la humedad interna de la biomasa, ya que es parte de la estructura molecular de la misma, pero sí se puede lograr reducir un gran porcentaje de la humedad superficial o externa. Para esto es necesario llevar el medio a 100°C (Augusto Estrada & Zapata Meneses, 2004), ya que a estas temperaturas el agua superficial es retirada por completo. En caso la humedad sea muy alta, es necesario realizar un presecado antes de que la biomasa ingrese al gasificador, de esta forma se evita una pérdida significativa de energía en el proceso y eliminar tanta humedad de la biomasa como sea posible.

1.1.1.2. Pirólisis. La segunda etapa es un proceso que consiste en la descomposición térmica entre los 300°C y 500°C, sin casi presencia de oxígeno, de las moléculas de hidrocarburos presentes en la biomasa de alimentación para dar origen a moléculas más ligeras, sin reacciones químicas importantes con el agente gasificante.

Entre los gases producidos, los más importantes son: vapor de agua, CO₂, H₂, CO e hidrocarburos. Además, se producen residuos sólidos llamados residuos carbonosos, como el Char o carbón vegetal.

Sin embargo, algunos de los gases condensables que se desprenden en esta etapa no se queman (por la ausencia de oxígeno), sino que pasan a convertirse en alquitranes líquidos. Este producto es un líquido muy pegajoso llamado alquitrán o *Tar*, por lo tanto, crean muchas dificultades del uso del *Syngas* a nivel industrial o para generar energía en un motor de combustión interna. Es por esto que son sometidos a tratamiento térmicos y luego se trata el *Syngas* para poder eliminarlos.

1.1.1.3. Oxidación o combustión. En este punto del proceso de gasificación, parte del residuo carbonoso (char) se mezcla con el agente gasificante, manteniendo una temperatura de entre 600°C y 1400°C, para producir CO₂.



Debido a la baja cantidad de oxígeno en el medio no se logra la cantidad estequiométricamente requerida para una combustión completa. Es por esto que se produce una combustión incompleta, generando cierta cantidad de CO. Una cantidad de esta composición se mezcla con el O₂:



Las reacciones de combustión que se llevan a cabo ya sean completas o incompletas, son de carácter exotérmico. Parte de esta energía generada es usada para suministrar la energía a las etapas de secado, pirólisis, y para las reacciones endotérmicas que se llevan a cabo a lo largo de la gasificación.

Estimar con precisión la cantidad de agente oxidante necesario es muy importante para las eficiencias de los procesos. Cantidades de oxidante mayores al requerido para llevar a cabo las reacciones a la temperatura adecuada, generará un aumento de temperatura innecesario, lo que se traduce en calor producido y no recuperable. Esto disminuirá la eficiencia del gasificador y del poder calorífico del producto final (gas producido).

1.1.1.4. Reducción - gasificación. Las reacciones que forman parte de esta etapa se llevan a cabo en paralelo a la combustión, aunque se necesiten el calor y los productos (como el CO_2 y H_2O) que se generan en la combustión.

La etapa de gasificación del residuo carbonoso (char) de la biomasa constituye varias reacciones entre este producto y el agente gasificante. A continuación, se muestran las reacciones más importantes en esta etapa:



Los agentes gasificantes reaccionan con el char para producir gases más ligeros, es decir, de bajo peso molecular. Las reacciones que predominan son las que se llevan a cabo entre el carbono y el oxígeno, dependiendo de la naturaleza del agente oxidante. Pero, aunque el agente gasificante usado es el aire, hay una producción de hidrógeno molecular, debido a la reacción entre carbono (debido a la producción de CO de la una combustión incompleta) y agua (el porcentaje de humedad de la biomasa con la que se alimenta el gasificador).

1.1.2 Tipos de gasificadores

Los tipos de gasificadores más usados para el procesado de biomasa son los gasificadores de lecho fijo, lecho fluidizado, y de flujo arrastrado. Cada uno presenta sus ventajas y desventajas propias de la disposición de componentes, el modo de alimentación, el tipo y características de biomasa a usar, calidad del producto final

obtenido, etc. Es por estas razones que la elección de un tipo de gasificador depende mucho de los requerimientos que tengamos del producto final, así como las características de nuestro producto de alimentación (biomasa) o de las necesidades energéticas.

Normalmente, la selección del tipo de gasificador depende de la potencia requerida en la planta en donde se instale. Para plantas de baja potencia se usan gasificadores de lecho fijo o móvil (Downdraft de 10kWth a 1MWth y Updraft de 1MWth a 10 MWth). Los gasificadores de lecho fluidizado son más adecuados para plantas intermedias, entre 1MWth a 100 MWth, y, por último, los de flujo por arrastre conviene implementarlos en plantas con capacidades mayores a 50MWth (ver Figura 2) (Dr. Vargas Salgado, 2012)



Figura 2. Rango de aplicación de los gasificadores para la producción de energía eléctrica

Fuente: Diseño y construcción de un gasificador de lecho fijo para la producción de gas de síntesis (Carrasco Venegas, 2015)

A lo largo del tiempo, muchos investigadores han hecho modificaciones a los modelos básicos de gasificadores, para poder lograr una mejor eficiencia y calidad del producto final. Esta variedad se debe normalmente a adaptaciones y diseños puntuales de elementos del propio gasificador, por lo que es mejor centrarse en los modelos base antes mencionados para, de esta manera, poder entender el funcionamiento básico de un gasificador.

1.1.2.1 De lecho fijo o móvil. Lo que caracteriza un gasificador de lecho fijo es la ubicación de la alimentación, que se realiza por la parte superior del reactor; y la zona de reacción, que por lo general está soportada por una rejilla. Esta fase sólida, a medida que se va consumiendo, va cayendo o descendiendo lentamente hacia la parte baja del reactor mientras se va consumiendo. Otra de sus particularidades es el movimiento propio del combustible, de allí su denominación móvil, ya que este tiene un movimiento lento y hacia abajo del reactor.

Estos gasificadores son los más fáciles de operar y de diseñar, pero no tienen muy buena eficiencia. Es por esto por lo que su uso es más adecuado para la generación de energía en plantas de baja escala o con bajos requerimientos térmicos. Si es que un gasificador como estos se llegan a implementar para plantas de altas potencias, presentará muchos problemas, como:

- Difícil e irregular flujo de biomasa (alimentación)
- Reacciones en su interior poco eficientes

- Flujo de gas muy irregular
- Variaciones de temperaturas en su interior muy pronunciadas
- Difícil control para obtener temperaturas uniformes
- Caídas de presión muy significativas a lo largo del material sólido
- Producción excesiva de alquitranes, debido a zonas con bajas temperatura (300°C a 400°C)

Los gasificadores de lecho fijo se dividen en dos tipos, dependiendo de la relación de la dirección del agente de reacción con la dirección del movimiento del sólido. Según esto existen dos subdivisiones: gasificador de tiro directo o ascendente (*Updraft*) y de tiro inverso o descendente (*Downdraft*)

A. De tiro directo o ascendente (*Updraft*)

En un gasificador de flujo ascendente, mientras que la biomasa se alimenta desde la parte superior del gasificador, el agente gasificante ingresa por la parte inferior circulando a contracorriente. Las etapas dentro de este gasificador son bien definidas (ver figura 3), la biomasa entrante, debido a la transferencia de calor por radiación sumada a la convección forzada, pasa por un proceso de secado, descendiendo hacia las posteriores etapas de pirólisis, y gasificación. Una de las principales ventajas de gasificadores del tipo *Updraft* es que cuenta con una etapa de secado, por lo que se pueden admitir residuos sólidos o biomasa con un grado de humedad relativamente alto (Dr. Vargas Salgado, 2012)

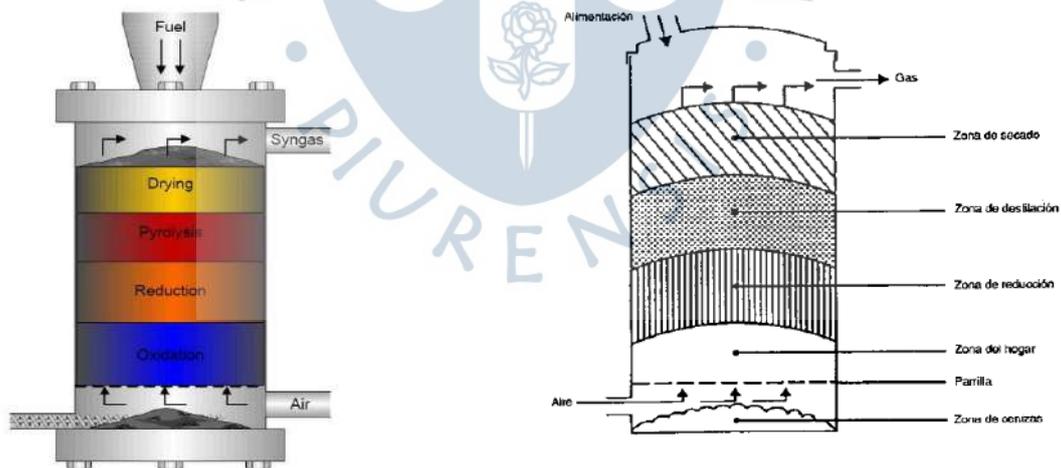


Figura 3. Gasificador de lecho móvil de tiro ascendente

Fuente: Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants (University of Canterbury, 2008); El gas de madera como combustible para motores (FAO, 1993)

El gas resultante de todos los procesos químicos sale por la zona lateral superior, arrastrando con él algunos de los vapores formados en el pirólisis, que, debido a la baja temperatura del syngas, suelen condensar en la salida formando altas concentraciones

de alquitrán. Debido a las condiciones de no turbulencia, este tipo de gasificadores no suele arrastrar residuos sólidos (ceniza), por el contrario, estos son depositados en la parte inferior del gasificador (Moreno Gonzales, 2010). En caso se quiera usar el Syngas en Motores de Combustión Interna, este debe pasar antes por un proceso de purificación. No obstante, dicho *Syngas* puede usarse directamente en generación de vapor en calderas (combustión directa) o en generación de energía térmica para el secado de materiales aun teniendo en cuenta su alto contenido de alquitrán.

B. De tiro inverso o descendente (Downdraft)

A diferencia de un gasificador *Updraft*, en un gasificador de tipo inverso, el gas producido o resultante sale por la parte inferior; mientras que la entrada del agente gasificante (en la mayoría de los casos aire) entra por la parte media del gasificador, casi a la altura de la zona de combustión. Su denominación *Downdraft* (ver ¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.), es debido a que, tanto la producción del syngas como la alimentación de la biomasa, fluyen en el sentido (hacia abajo).

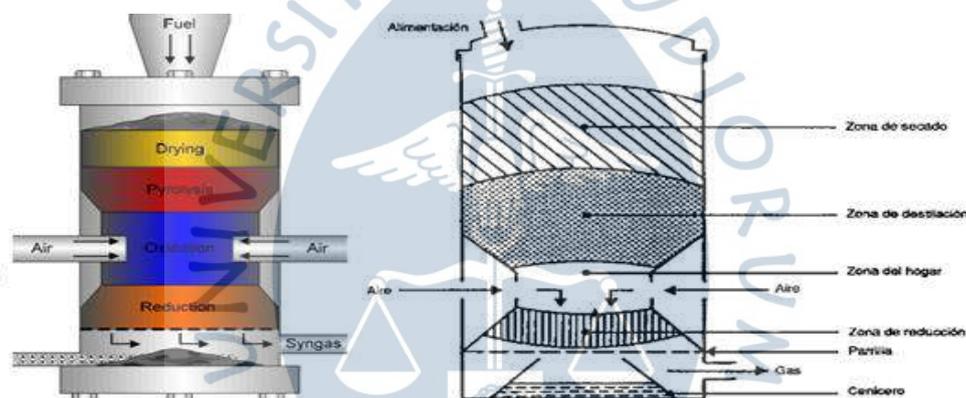


Figura 4. Gasificador de lecho fluidizado de tiro descendente

Fuente: Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants (University of Canterbury, 2008); El gas de madera como combustible para motores (FAO, 1993)

La principal desventaja de este tipo de gasificadores es el alto contenido de cenizas que el flujo de syngas suele arrastrar. Esto se debe a que, tanto el depósito de cenizas y la salida del syngas, están muy cerca y a la misma altura, lo que favorece este tipo de contaminación del producto final. Otro punto negativo es que la biomasa con la que se va a alimentar debe presentar un menor contenido de humedad que en el anterior caso.

Al tratarse de gasificadores con producción de gas relativamente limpio (sin presencia de alquitranes), puede ser usado directamente en motores de combustión interna, si es que se enfría y se retiran las cenizas que el syngas ha arrastrado en la salida. También puede ser usado en calderas o quemadores debido a la alta temperatura con la que los productos salen del gasificador.

Dentro de esta categoría se pueden diferenciar dos tipos más: gasificadores sin garganta y los gasificadores con garganta. La finalidad de hacer este tipo de modificación en su diseño es forzar el paso de todos los gases producidos por el pirólisis por este conducto, para reducir el nivel de alquitranes en el producto final. En la mayoría de los gasificadores downdraft, la sección transversal de este se empieza a reducir en forma de cono, llegando a una garganta ubicada en la etapa de oxidación, en donde luego esa sección transversal empieza a aumentar nuevamente (ver figura 5).

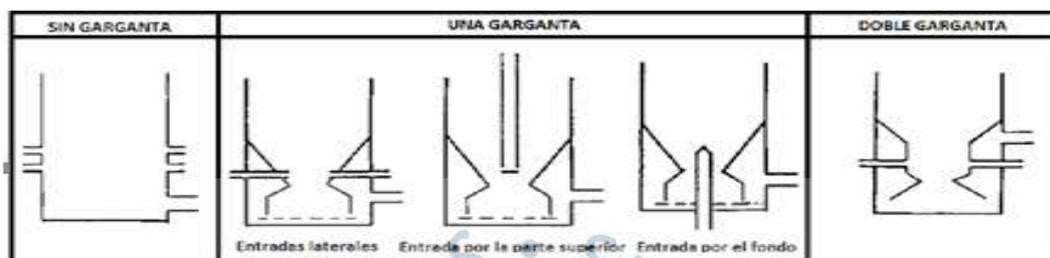


Figura 5. Tipos de Gasificadores de tiro inverso

Fuente: El gas madera como combustible para motores (FAO, 1993)

1.1.2.2 De lecho fluidizado. En un inicio, este tipo de gasificadores se emplearon para transformar y gasificar residuos de carbón. Con el tiempo se han ido introduciendo combustibles como la biomasa para alimentar los gasificadores. La característica de este sistema es que, gracias a que el aire entra a una velocidad determinada por la parte inferior, las partículas biomasa que han sido introducidas al gasificador logran suspenderse o fluidizar, de allí su nombre.

Un lecho fluido se conforma básicamente por un sólido granular, que generalmente es arena en suspensión (material del lecho), que se mantiene en este estado gracias al paso del agente gasificante (generalmente aire) a través de ella a una velocidad determinada mayor a la de mínima de fluidización. La fluidización de las partículas al interior del gas favorece a la uniformidad de mezcla y distribución de temperatura en el interior del lecho, debido al mejor contacto sólido - gas obtenido por el movimiento de las partículas. Esto, junto con la reducción de la excesiva caída de presión que existe en otros gasificadores, se logra un mejor control de las condiciones de operación del sistema y un PCI superior al obtenido por un gasificador de lecho fijo.

Una dificultad que se logra solucionar con este tipo de gasificador en comparación con los de lecho fijo es la calidad del gas de salida. Este tipo de gasificadores reduce los problemas de formación de alquitrán, aunque el arrastre de cenizas y demás partículas suele aumentar debido a la alta turbulencia dentro del sistema.

A diferencia de un lecho fijo, en el interior de un gasificador de lecho fluidizado no existen etapas bien definidas en el espacio, es decir, cada una de las etapas que comprende el proceso de gasificación se dan en simultáneo en una misma área en cada una de las partículas del combustible. Como las etapas se llevarán a cabo en cada una de las partículas independientemente de la localización espacial, es necesario tener en

cuenta el tamaño de dichas partículas. Para este caso, aparte de considerar la caída de eficiencia debido a la humedad de la biomasa, debemos tener en consideración que cuanto más pequeña sea la partícula de biomasa en la entrada (menos a 2cm), el proceso de gasificación será mejor.

Este tipo de gasificadores es muy adecuado para fines en donde exista mayor demanda de gas resultante. Los tamaños de estos gasificadores suelen ser muy variados, debido al buen comportamiento que presenta tanto para pequeñas demandas, como para grandes demandas de potencia.

Los gasificadores de lecho fluidizado pueden subdividirse en burbujeantes y circulantes. En un gasificador burbujeante existe cierta distinción entre la zona de libre reacción (freeboard) con la fase densa perteneciente al lecho de partículas (zona de reacción), como se puede observar en la figura 6a. En este tipo de gasificador se nota un comportamiento de burbujas filtrándose hacia arriba del lecho, parecido al comportamiento líquido de un recipiente con agua hirviendo. Debido a la intensa mezcla, las zonas de secado, pirólisis, oxidación y reducción no se pueden distinguir como en un gasificador de lecho fijo.

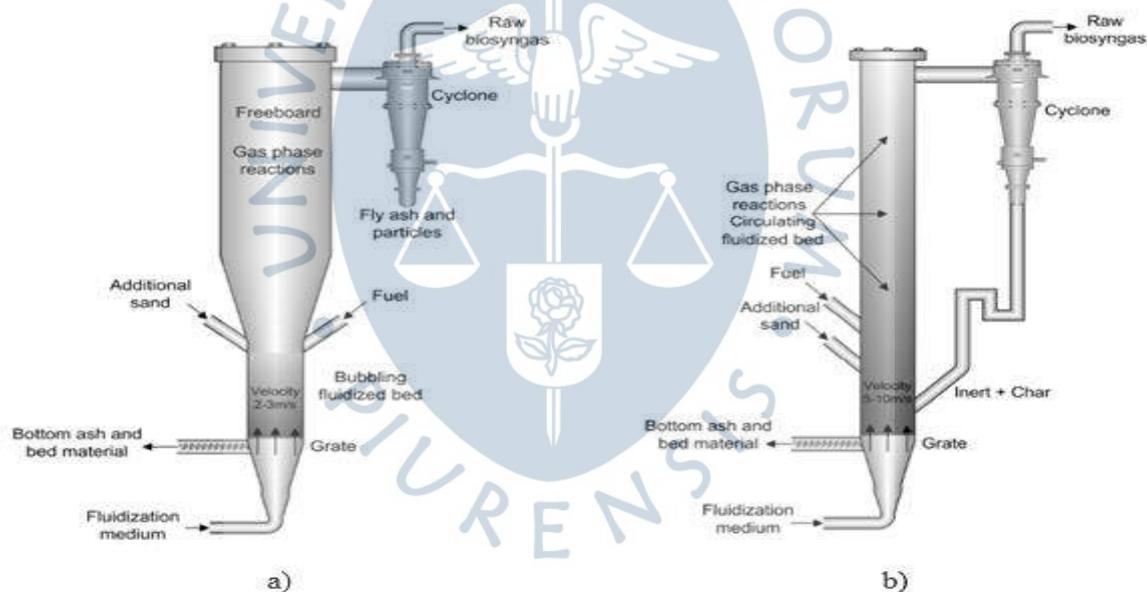


Figura 6. Gasificador de lecho fluidizado: a) De tipo burbujeante; b) De tipo circulante

Fuente: Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants (University of Canterbury, 2008)

En una fluidización circulante, a diferencia del burbujeante, las partículas (material del lecho, biomasa y/o cenizas) que son arrastradas junto al gas producido deben precipitar en un recipiente fuera del gasificador (ver figura 6b). Luego entran en un ciclón en donde se separan las partículas más pesadas, vuelven a la cámara de

reacción. Este método de recirculación logra que el gas de síntesis obtenido tenga un poder calorífico de 3 veces el gas producido por un gasificador burbujeante.

1.2 Fenómeno de fluidización

Se denomina así al proceso mediante el cual un agente fluidizante cuyo flujo es dirigido hacia arriba, contrarresta o vence con su fuerza de arrastre el peso de las partículas a las que está tratando de suspender, hasta lograrlo. Esto permite que los sólidos suspendidos se mezclen entre sí, formándose un lecho, al mantener la velocidad del agente dentro de un intervalo específico. De lo contrario, considerando un lecho vertical, sus partículas componentes podrían salir disparadas hacia el exterior de éste.

1.2.1 Regímenes de fluidización

Dependiendo de factores como la velocidad superficial del agente fluidizante, la caída de presión y la altura del lecho, y suponiendo un lecho vertical, se pueden diferenciar distintos regímenes de fluidización. Cuando la fluidización aún no tiene lugar, se dice que el lecho es fijo, puesto que tiene una altura constante. Esto se da debido a que el flujo del agente fluidizante es muy bajo y en el momento en el que éste atraviesa la mezcla de partículas, toma lugar en los pequeños intersticios existentes entre éstas, que no presentan suspensión alguna, como se puede observar en la figura 7.a.

El estado de mínima fluidización, independientemente de si el agente fluidizante es líquido o gaseoso, implica aquella velocidad en la cual las partículas sólidas ya empiezan a flotar debido a que su peso empezó a ser contrarrestado y por ello, posteriormente el lecho empieza a expandirse generando una altura determinada. La caída de presión empieza a aumentar gradualmente a medida que se toma valores mayores a la velocidad de mínima fluidización μ_{mf} ; esto se puede observar en la figura 7.b.

En la figura 7.c, se observa una fluidización suave en la cual el agente fluidizante es un líquido. Ésta al tener una velocidad superior a μ_{mf} genera un comportamiento homogéneo y la expansión del lecho de forma progresiva.

Por otro lado, en un sistema sólido-gas como lo es el de la figura 7.d, la fluidización tiene un efecto distinto en el lecho, ya que cuando se pasa la μ_{mf} , éste toma un comportamiento inestable con generación de burbujas y la altura que toma es menor que la del caso anterior, es decir, no se expande mucho. Por otro lado, cuando se aumenta el flujo, la interacción entre las partículas sólidas y el agente fluidizante se vuelve violenta. A este caso se le denomina lecho fluidizado burbujeante y es en el cual haremos énfasis consecutivamente.

Un caso diferente es cuando el recipiente en el cual se encuentra el lecho es de diámetro pequeño y gran altura, por lo que su comportamiento burbujeante puede abarcar todo el diámetro debido a las coaliciones y uniones que se dan entre las

burbujas, que al elevarse van aumentando su tamaño. Este caso corresponde al representado en la figura 7.e, denominado de slugging.

Si se sigue aumentando la velocidad superficial del gas, se genera el efecto pistón repetidas veces, es decir, algunas de las partículas que se encontraban en la parte superior de las burbujas situadas en la parte de arriba del lecho formadas en el caso previo, son expulsadas de éste, formando así una franja nueva de sólidos ubicada en el extremo superior. Esto se puede observar en la figura 7.f.

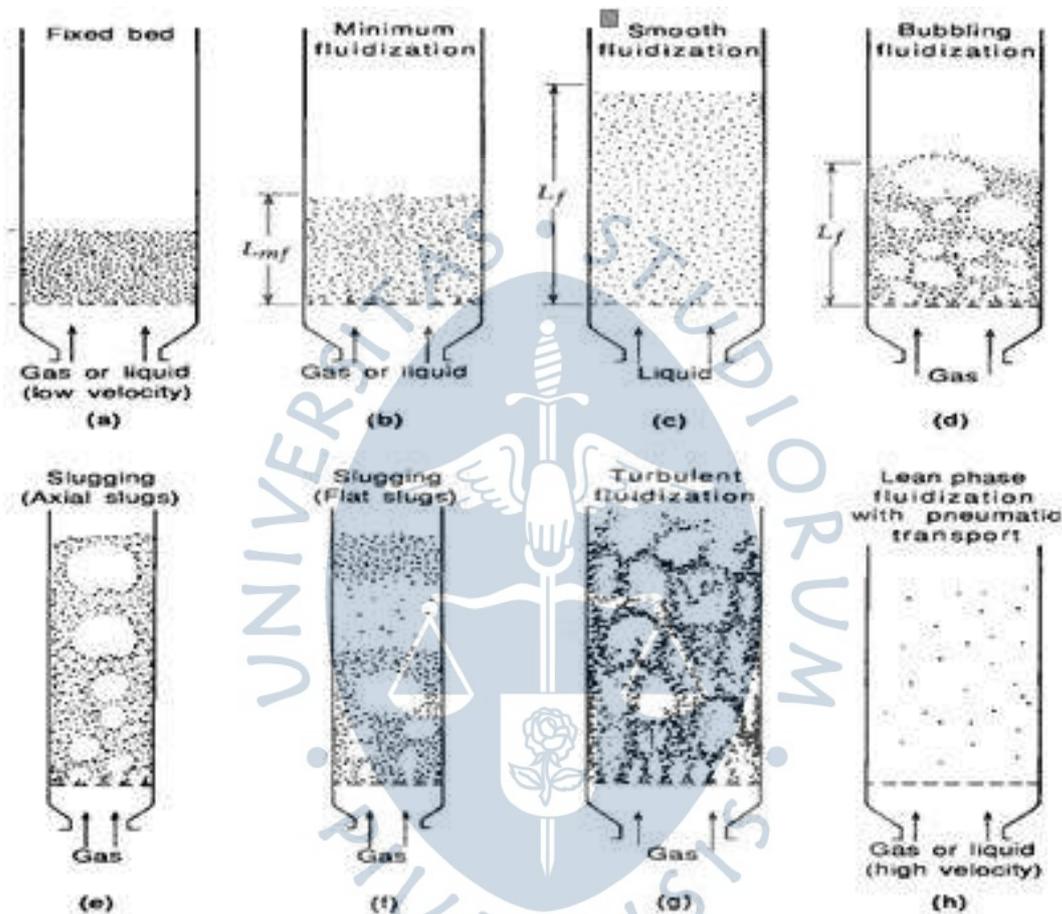


Figura 7. Regímenes de Fluidización
 Fuente: Fluidization Engineering (Kunii & Levenspiel, 1991)

Se dice que las partículas sólidas han tomado un carácter turbulento cuando se ha excedido su velocidad terminal a causa de un gran aumento de la velocidad superficial del gas μ_0 . En este caso se generan vacíos de gas y como se puede observar en la figura 7.g, la capa límite superior desaparece.

De esta manera, si se tiene una μ_0 mayor al caso anterior, los sólidos salen disparados del recipiente puesto que han logrado debido a las condiciones de operación, el transporte neumático, el cual se observa en la figura 7.h. Esto se logra gracias a que μ_0 es mayor que la velocidad de arrastre de las partículas sólidas, las cuales logran ser trasladadas del recipiente hacia el exterior u otra zona.

1.2.2 *Ventajas y desventajas*

Las ventajas de la fluidización son las siguientes (Kunii & Levenspiel, 1991):

- Permite mantener la distribución de temperatura de modo uniforme dentro del gasificador debido a la gran interacción entre las partículas sólidas y el agente fluidizante, por lo que la transferencia de energía es continua y cíclica, y la conversión de la biomasa es más eficiente. Mejor dicho, cuando el material inerte está caliente, éste le transfiere su calor a la biomasa para que gasifique y después de la liberación de su energía, ésta es transmitida al material inerte, convirtiéndose, además, en un proceso autosustentable y de alta tasa de transferencia tanto de calor como de masa. De esta manera, se permite una menor área de superficie del reactor y un buen control de la temperatura del lecho mediante el contexto isotérmico del mismo.
- Gracias a la previa ventaja, la fluidización permite que el lecho responda de forma muy lenta ante cambios abruptos de temperatura causados por variaciones en las condiciones de operación. Así, permite al usuario tener un gran factor de seguridad para poder evitar fugas originadas por reacciones químicas dentro del reactor.
- Genera una buena mezcla entre el lecho y el agente, por lo que no necesita de algún componente mecánico para su realización. Por otro lado, solo requiere de un soplador, lo cual genera menores gastos en mantenimiento y un rápido desmontaje.

En contraste, las desventajas son:

- Existen restricciones respecto al tamaño de las partículas a fluidizar, es decir, no todas pueden ser fluidizadas fácilmente y en las mismas condiciones de operación, como lo es por ejemplo la velocidad superficial del agente.
- El proceso continuo de la mezcla puede generar que las paredes internas del reactor puedan sufrir erosión a causa del movimiento cíclico de las partículas sólidas.
- Las altas temperaturas que se logran mediante la transferencia de calor que permite la fluidización, pueden ocasionar la pirolización de la materia prima que se encuentra en el sistema de alimentación del gasificador (reactor), lo cual generaría daños en el equipo.
- El tiempo en el que los sólidos permanecen dentro del reactor es corto debido a la rápida mezcla que se da. Por ello, si se desea tratar los sólidos del gasificador y tener un nivel de conversión alto, se debe saber que la fluidización no beneficia a la obtención de un producto sólido uniforme.

1.2.3 *Factores de calidad*

Para llevar a cabo una fluidización óptima se deben tener en cuenta ciertos factores como, por ejemplo, el tamaño de las partículas, así como su distribución. Esto debido a que en el caso de partículas pequeñas puede ocurrir que éstas se aglomeren y

sintericen, por lo que el mezclado en la fluidización debe ser óptimamente logrado mediante una μ_0 relativamente alta.

Por un lado, las partículas finas gozan de un intervalo de operación flexible para el agente fluidizante en lechos profundos y amplios, pese a su amplia distribución de tamaño. Por otro lado, las partículas sólidas grandes con distribución de tamaño uniforme fluidifican de forma enérgica, de tal modo que pueden generar consecuencias negativas en las estructuras de los lechos debido a su mala fluidización, que se refleja en la aparición de chorros, sacudidas y el slugging, lo cual fue explicado anteriormente. Además, las partículas grandes fluidizan en lechos poco profundos debido a que el rango de velocidad en el que lo logran es más estrecho. Un dato importante es que la calidad de estos lechos puede ser incrementada a través de la adición de una pequeña cantidad de partículas finas que cumplirían el rol de lubricantes.

Un segundo factor de relevancia es la relación de densidades entre el agente fluidizante y las partículas sólidas. En primer lugar, los sistemas sólidos-líquidos presentan un comportamiento homogéneo y, en segundo lugar, los sistemas sólidos-gaseosos presentan uno heterogéneo. No obstante, pueden ocurrir problemas con partículas de baja densidad en gas denso o partículas de alta densidad en líquido de baja densidad (Kunii & Levenspiel, 1991).

Existen otros parámetros como la geometría del lecho, el material inerte, la velocidad superficial del gas o el sistema de alimentación, que también influyen en la calidad de la fluidización.

1.2.4 Lecho fluidizado

Es aquel que se encuentra conformado por el agente fluidizante y el material inerte en estado de fluidización. En este caso se considera las propiedades específicas de las partículas sólidas y de la biomasa de alimentación como generales del lecho en conjunto. Es importante destacar que en cierto grado la biomasa puede cumplir un papel significativo en la fluidización.

1.2.4.1 Propiedades de las partículas

A. Tamaño

El tamaño no es difícil de medir si la partícula es esférica ya que en este caso sería su diámetro; sin embargo, si ésta es irregular entonces su tamaño puede ser definido de otras maneras mediante un diámetro esférico al que llamaremos $d_{esférico}$ que busca relacionar las diferentes magnitudes de la partícula.

Así, el $d_{esférico}$ es igual al diámetro de la esfera que tiene el mismo volumen de la partícula (Kunii & Levenspiel, 1991). Y de esta manera, el tamaño de la partícula, al que denominaremos $d_{efectivo}$, es igual a:

$$d_{efectivo} = d_{esférico} \times \phi_s \quad (7)$$

donde Θ_s es la esfericidad de la partícula. Esta fórmula puede ser aplicada para partículas de tamaño mayor a 1 mm.

Cuando las partículas son de tamaño intermedio, Kunii y Levenspiel (1991) recomiendan hallar un diámetro medio denominado d_m , el cual se obtiene mediante una ponderación de resultados de un análisis de pantalla. Estos datos se pueden estimar mediante la tabla **¡Error! No se encuentra el origen de la referencia.** propuesta por Tyler en la que se presentan las pantallas estándares.

Tabla 1. Pantalla estándares de Tyler

Número de malla	Abertura		Número de malla	Abertura	
	(in)	(μm)		(in)	(μm)
3	0.263	6680	35	0.0165	417
4	0.185	4699	48	0.0116	295
6	0.131	3327	65	0.0082	208
8	0.093	2362	100	0.0058	147
10	0.065	1651	150	0.0041	104
14	0.046	1168	200	0.0029	74
20	0.0328	833	270	0.0021	53
28	0.0232	589	400	0.0015	38

Fuente: Fluidization Engineering (Kunii & Levenspiel, 1991)

Consecuentemente, el $d_{efectivo}$ adopta diferentes valores dependiendo de las siguientes condiciones, en donde d_m representa el diámetro medio de la partícula:

- En el caso de partículas irregulares que no presentan relación entre largo y ancho:

$$d_{efectivo} = d_{esférico} \times \phi_s \cong \phi_s \times d_m \quad (8)$$

- En el caso de que exista una relación entre las dimensiones de la partícula no mayor que 2:1:

$$d_{efectivo} = d_{esférico} \times \phi_s \cong d_m \quad (9)$$

- En el caso en el que la partícula posee una dimensión más corta, pero con una relación no menor que 1:2:

$$d_{efectivo} = d_{esférico} \times \phi_s \cong \phi_s^2 \times d_m \quad (10)$$

B. Esfericidad

La esfericidad es aquella propiedad de la partícula definida por el cociente entre la superficie de la esfera y de la partícula, ambas teniendo el mismo volumen. Toma el valor de 1 para partículas esféricas y $0 < \phi_s < 1$ cuando no lo son. Ésta puede ser calculada mediante la tabla 2.

Tabla 2. Esfericidades

Tipo de partícula	Esfericidad (ϕ_s)
Esfera	1.00
Cubo	0.81
Cilindro	
$h = d$	0.87
$h = 5d$	0.70
$h = 10d$	0.58
Carbón activado y gel de sílice	0.70 – 0.90
Sólidos rotos	0.63
Carbón	
Antracita	0.63
Bituminosa	0.63
Polvo natural	0.65
Pulverizado	0.73
Corcho	0.69
Vidrio, aplastado, áspero	0.65
Magnetita, catalizador Fischer-Tropsch	0.58
Mica	0.28
Arena	
redonda	0.86
puntiaguda	0.66
playa	tan alto como 0.86
río	tan bajo como 0.53
Polvo de tungsteno	0.89

1.2.4.2 Propiedades del lecho de partículas

A. Fracción de vacío

Representa el espacio que hay entre las partículas del lecho, es decir, expresa la relación existente entre el volumen de los vacíos del lecho y de su volumen aparente.

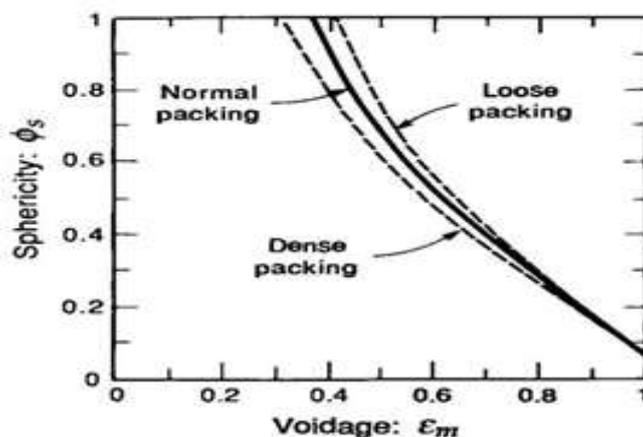


Figura 8. Relación entre esfericidad y vacío fraccional
Fuente: Fluidization Engineering (Kunii & Levenspiel, 1991)

Esta propiedad es también llamada porosidad, se representa mediante el símbolo ϵ y presenta relación con la esfericidad de la partícula, la cual puede obtenerse con la gráfica presentada en la figura 8 siempre y cuando el lecho sea homogéneo y las partículas sean pequeñas. En dicha gráfica se puede ver que mientras la esfericidad de las partículas disminuye, la porosidad de un lecho empaquetado aumenta.

B. Fracción de vacío de mínima fluidización

Es la porosidad que posee el lecho cuando recién está empezando a fluidizar y se denota por ϵ_{mf} . Su valor puede estimarse en base a las ecuaciones empíricas de Wen y Yu, las cuales se presentan a continuación:

$$\frac{1}{\phi_s \times \epsilon_{mf}^3} \cong 14 \quad (11)$$

$$\frac{1 - \epsilon_{mf}}{\phi_s \times \epsilon_{mf}^3} \cong 11 \quad (12)$$

Por otro lado, cuando los diámetros de las partículas se encuentran en el intervalo entre 50 y 500 μm , entonces la porosidad de mínima fluidización puede calcularse mediante la siguiente expresión:

$$\epsilon_{mf} = 1 - 0.356 \times [\log(d_p) - 1] \quad (13)$$

donde d_p es el diámetro de la partícula en μm .

C. Superficie específica

La superficie específica de las partículas en el lecho se calcula de la siguiente manera:

$$S_e = \frac{6}{\phi_s * d_{esférico}} \quad (14)$$

y la de todo el lecho:

$$S_e = \frac{6 * (1 - \epsilon)}{\phi_s * d_{esférico}} \quad (15)$$

1.2.4.3 Clasificación de Geldart. Geldart clasificó las partículas enfocándose en sus características para pasar del modo fluidizado no burbujeante al modo fluidizado burbujeante. El uso de esta clasificación es muy simple y general, es decir, aplicable para todas las partículas. De esta manera creó 4 grupos con diferentes características y comportamientos fluidodinámicos con el agente, en este caso aire, a condiciones ambiente. Su clasificación se basó en la densidad del material inerte, la densidad del gas fluidizante y el diámetro medio de las partículas del lecho. Desde las partículas más pequeñas hasta las más grandes, se encuentran:

A. Grupo C

Conformado por partículas cohesivas o partículas muy pequeñas. Su fluidización es muy difícil debido a que las fuerzas interparticulares existentes son mayores a las del agente que intenta empezar a elevarlas. Éstas, en lechos de pequeño diámetro tienden a elevarse como un pistón de sólidos, sin separación alguna entre las partículas y en lechos de gran diámetro se forman canalizaciones del agente fluidizante, que van desde la rejilla de distribución hasta la superficie del lecho, sin fluidización de sólidos.

Una forma de lograr que las partículas fluidicen, se mezclen y permanezcan en el lecho durante algunos minutos, los suficientes para lograr una transformación física o química de las partículas, es mediante la introducción de éstas en un lecho de mayor tamaño de partículas, preferentemente dentro del grupo B de Geldart; y otro modo, es mediante la intervención de agitadores mecánicos.

B. Grupo A

Lo componen partículas de tamaño medio pequeño o de baja densidad ($\approx 1.4 \text{ g/cm}^3$), las cuales fluidizan con mucha facilidad de forma suave con bajas velocidades del agente fluidizante debido a que la distribución del aire es muy factible, y con generación de pequeñas burbujas a más altas velocidades. Su burbujeo es controlado.

La expansión del lecho se empieza a dar después de superada la velocidad de mínima fluidización mediante el aumento de la velocidad superficial del agente, y antes de que empiece el estado burbujeante con la velocidad mínima de burbujeo μ_{mb} . Este estado se caracteriza por:

- La circulación de sólidos en el lecho se da aun cuando solo hay pocas burbujas en éste. Esta situación es más radical en lechos grandes.
- Las burbujas a medida que suben a través del lecho chocan entre sí y se unen formando burbujas de mayor tamaño, el cual por lo general es menor que 10 cm incluso en lechos grandes; lo cual genera que la fluidización sea de buena calidad y suave. Por otro lado, cuando las burbujas alcanzan el diámetro del reactor que contiene al lecho, éstas se convierten en axial slugs.
- Partículas finas pueden hacer mucho más fácil la fluidización, haciendo de esta manera, que la razón entre u_{mb} (que se detallará posteriormente) y la velocidad mínima de fluidización, disminuya.

C. Grupo B

Estas partículas poseen un diámetro medio cuyo valor se encuentra en el intervalo de $40 \mu m < d_m < 500 \mu m$ y una densidad que varía entre 1.4 y $4 g/cm^3$. Éstos sólidos tienen la capacidad de tener un amplio intervalo de estado burbujeante, además del hecho de que las burbujas aparecen ni bien se alcanza la velocidad de mínima fluidización, es decir, se cumple que:

$$\frac{\mu_{mb}}{\mu_{mf}} \cong 1 \quad (16)$$

Cuando se aumenta la velocidad superficial del agente fluidizante, el lecho presenta las siguientes características:

- Se da una relación lineal entre el aumento del tamaño de las burbujas y dos factores: la distancia que hay respecto a la rejilla de distribución y la diferencia entre la velocidad superficial del gas (u_o) y la de mínima fluidización (u_{mf}). Por otro lado, el tamaño de las burbujas es independiente del tamaño medio de la partícula.
- Fluidizan bien con un burbujeo enérgico, el cual estimula la circulación de sólidos, y con burbujas grandes, cuyo tamaño máximo se da por el diámetro del lecho.
- Por la rejilla de distribución se forman pequeñas burbujas, cuyo tamaño va aumentando a medida que suben a través del lecho.

D. Grupo D

Conformado por partículas grandes y densas. Su comportamiento es muy enérgico hasta llegar a errático en grandes lechos, lo cual genera dificultad al momento de la fluidización. Cuando la distribución del gas no se da correctamente, se generan grades explosiones de burbujas y a su vez, canalizaciones de gas. Los lechos fluidizados de estas partículas poseen las siguientes características:

- El burbujeo puede ocasionarse si el lecho es poco profundo y la velocidad del agente fluidizante no es mucho mayor a la velocidad de mínima fluidización μ_{mf} .

- Las burbujas se unen y crecen grandes de forma rápida. Sin embargo, las canalizaciones de gas crecen velozmente a comparación de las burbujas.

A continuación, se muestra en la tabla 3 un resumen de las características de los grupos de partículas de Geldart:

Tabla 3. Datos característicos de la clasificación de Geldart

	Grupo A	Grupo B	Grupo C	Grupo D
Característica principal	Excelentes fluidizando	La relación entre $\frac{\mu_{mb}}{\mu_{mf}} \cong 1$	Fluidización complicada debido a la cohesividad de sus partículas.	-
Ejemplos	Catalizadores de craqueo	Arena	Harina y almidón	Minerales metálicos tostados
Expansión del lecho	Su lecho crece alto y con un comportamiento ideal	Su expansión no como el Grupo A, pero tampoco se genera un lecho pequeño.	Baja debido a las canalizaciones del agente fluidizante	Baja debido a las canalizaciones del agente fluidizante
Mezcla de partículas	Alta	Media	Muy baja	Baja
Estado burbujeante	Coalición de burbujas cuyo tamaño máximo no supera los 10 cm	Las burbujas crecen incluso hasta el diámetro del reactor que las contiene.	No se forman burbujas	Las burbujas pueden generarse si el lecho es poco profundo
Presencia de chorros	No	En lechos que no son tan altos.	No	-

En la figura 9 se presenta los diferentes grupos de partículas de Geldart, previamente mencionados, en base a su diámetro medio, la densidad del sólido (ρ_s) y del gas (ρ_g).

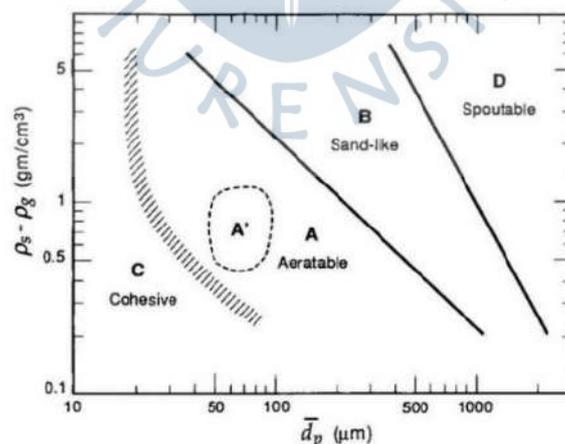


Figura 9. Clasificación de Geldart de las partículas a condición ambiente para el aire
Fuente: Fluidization Engineering (Kunii & Levenspiel, 1991)

1.2.4.4 Biomasa. Para el proceso de gasificación, la biomasa es un factor importante, ya que de esta resulta la energía con la cual se produce la energía eléctrica y térmica. Las biomásas que serán utilizadas en el Gasificador UDEP son:

A. Bagazo

El residuo más importante resultante del procesamiento de la caña de azúcar es el bagazo, el cual es un combustible natural que se utiliza también en el proceso de gasificación. El bagazo es una materia prima renovable que posee un alto contenido de celulosa y consta de dos partes, las cuales son la fibra y el meollo. Por un lado, la fibra deriva de la parte interior del tallo y de la corteza de la caña; y, por otro lado, el meollo es la parte que contiene el jugo de donde se obtiene el azúcar. Sus datos se presentan a continuación:

B. Hoja de caña de azúcar

La hoja de caña de azúcar son residuos de la caña de azúcar están constituidos por 3 partes, primero se encuentran las hojas secas, las cuales poseen celulosa, un alto contenido de sílice y de un casi 90% de fibra seca (Estremadoyro Ruiz, 2015). Por otro lado, las hojas verdes tienen alrededor de 35% de contenido de fibra seca, además del hecho de que el contenido de sus jugos se parece al del cogollo. Y en último lugar, se encuentra el cogollo, cuya estructura se asemeja al tallo de la caña y presenta una longitud entre los 10 y 30 cm. También contiene un jugo, el cual es pobre en sacarosa y abundante en no azúcares.

1.2.4.5 Agente fluidizante. El agente fluidizante es aquel fluido que se utiliza bajo determinadas condiciones de velocidad, con el fin de lograr la fluidización de sólidos con un flujo por lo general ascendente; y del cual depende también la calidad del gas que se obtiene.

Tabla 4. Características del aire

Componentes	Unidades	Aire
H ₂	%Vol.	6-19 (12.5)
CO	%Vol.	9-21 (16.3)
CO ₂	%Vol.	11-19 (13.5)
CH ₄	%Vol.	3-7 (4.4)
N ₂	%Vol.	42-60 (52)
PCI	MJ/Nm ³	3-6.5 (5.1)

Cabe resaltar que el aire será utilizado como agente fluidizante para el presente trabajo de investigación, cuyos componentes y PCI son los presentados en la tabla 4.

1.2.4.6 Material inerte. Es aquel material que permite mejorar la fluidización de los sólidos, ya que generalmente la biomasa no tiende a fluidizar fácilmente a causa de su tamaño y demás propiedades como forma y densidad. Los materiales inerte más comunes son: arena, alúmina y sílice. De este modo, el material inerte:

- Permite optimizar la fluidización brindando al lecho mayor agitación.
- Permite el inicio del burbujeo en el lecho a menor velocidad superficial del gas.
- Aumenta la tasa de transferencia de calor debido a que su presencia implica la adición de un material con alta capacidad calorífica.
- Permite el auto sustento del proceso, ya que genera que la biomasa se gasifique con ayuda del material inerte y que posteriormente, la biomasa se gasifique también con la energía generada previamente en este proceso.

La Tabla 5 muestra las principales propiedades de diferentes componentes frecuentemente utilizados en la gasificación como material inerte, y que algunos de ellos han sido utilizados para el presente trabajo de investigación:

Tabla 5. Características de los materiales inertes más comunes

Materiales inertes	Densidad (kg/m^3)	Diámetro medio
Alúmina	1760	0.379 mm
Bauxita al 86% de Al	2960	1.5 mm (D)
Arena	2300	-
Sílice	1760 (1)	0.273 mm (2)

Fuente. 1. Ficha técnica arena sílice (Finos y Granitos S.A.S.);
2. Gasificación con aire en lecho fluidizado de los residuos sólidos del proceso industrial de la naranja (Aguiar Trujillo, et al., 2012)

1.2.5 Tipos de fluidización en lechos fluidizados gas-sólido

Los lechos fluidizados gas-sólido, es decir, aquellos que están conformados por sólidos que son fluidizados con un agente gaseoso, son aquellos que presentan heterogeneidades en la formación de su lecho y en su naturaleza.

Su fluidización no es uniforme y es inestable debido al movimiento enérgico que pueden alcanzar las partículas sólidas, además del hecho de que su lecho no logra tener la altura de los sistemas líquido-sólido.

Este tipo de fluidización se dividen en dos tipos, primero, en el que no se llega a dar la transferencia de partículas sólidas de un medio a otro, y el segundo, en el que dicha acción se aprovecha para obtener diferentes productos que el primero.

1.2.5.1 Sin transferencia de partículas. En estos sistemas no se da la transferencia de partículas debido a que no se alcanza la velocidad neumática, de la cual se hablará posteriormente, mediante la cual, se pueden arrastrar sólidos de un lugar a otro, por ejemplo, el traslado de las partículas del ciclón al reactor.

Para poder entender el diagrama de caída de presión del lecho versus velocidad superficial del agente fluidizante, primero se debe comprender mejor el concepto de velocidad de mínima fluidización.

A. Velocidad de mínima fluidización (μ_{mf})

Teniendo en cuenta que sobre la rejilla de distribución existe material inerte, se dice que la fluidización empieza cuando la fuerza de arrastre del flujo ascendente del gas se iguala al peso de las partículas, o también cuando el producto de la caída de presión en el lecho con el área transversal del reactor es igual al producto del volumen del lecho con la fracción de sólidos de éste y el peso específico de las partículas sólidas. De esta manera resulta:

$$\Delta p_b A_t = A_t L_m (1 - \epsilon_m) (\rho_s - \rho_g) \frac{g}{g_c} \quad (17)$$

Por otro lado, la caída de presión por fricción, la cual siempre es positiva, para partículas de igual tamaño, no necesariamente esféricas, es igual a:

$$\frac{\Delta p_{fr}}{L_m} g_c = 150 \frac{(1 - \epsilon_m)^2}{\epsilon_m^3} \frac{\mu \mu_0}{(\Theta_s d_m)^2} + 1.75 \frac{(1 - \epsilon_m) \rho_g \mu_0^2}{\epsilon_m^3 \Theta_s d_m} \quad (18)$$

De tal forma, igualando las ecuaciones 17 y 18 las dos previas ecuaciones de caída de presión, acondicionadas para un estado de mínima fluidización, en el cual las partículas vibran asemejándose a un lecho casi fijo, resulta:

$$\begin{aligned} \frac{1.75}{\epsilon_{mf}^3 \Theta_s} \left(\frac{d_m \mu_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\Theta_s^2 \epsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_m \mu_{mf} \rho_g}{\mu} \right) \\ = \frac{d_m^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \end{aligned} \quad (19)$$

o,

$$\frac{1.75}{\epsilon_{mf}^3 \Theta_s} (Re_{m,mf})^2 + \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\Theta_s^2 \epsilon_{mf}^3} Re_{m,mf} = Ar \quad (20)$$

donde $Re_{m,mf}$ es el número de Reynolds, el cual relaciona la densidad, viscosidad, velocidad y diámetro, para caracterizar el movimiento de un fluido y Ar es el número de Arquímedes, el cual relaciona las fuerzas gravitatorias con las fuerzas viscosas.

- Para partículas muy pequeñas, la ecuación 19 se reduce a:

$$\mu_{mf} = \frac{d_m^2 (\rho_s - \rho_g) g}{150 \mu} \times \frac{\Theta_s^2 \epsilon_{mf}^3}{1 - \epsilon_{mf}}; \text{ para } Re_{m,mf} < 20 \quad (21)$$

- Para partículas muy grandes, la velocidad de mínima fluidización resulta:

$$\mu_{mf}^2 = \frac{d_m (\rho_s - \rho_g) g}{1.75 \rho_g} \Theta_s \epsilon_{mf}^3; \text{ para } Re_{m,mf} > 1000 \quad (22)$$

La ecuación 20 puede ser reducida de la siguiente manera:

$$k_1 (Re_{m,mf})^2 + k_2 Re_{m,mf} = Ar \quad (23)$$

donde,

$$k_1 = \frac{1.75}{\epsilon_{mf}^3 \Theta_s} \text{ y } k_2 = \frac{150(1 - \epsilon_{mf})}{\Theta_s^2 \epsilon_{mf}^3} \quad (24)$$

B. Diagrama de caída de presión del lecho versus velocidad superficial del gas

Este diagrama permite estimar la calidad de fluidización del lecho, así como entender de mejor forma el proceso desde su inicio hasta su fin y sus características. De este modo, se explica este diagrama para tres casos diferentes.

a) Partículas no tan pequeñas de tamaño uniforme

En este caso se tomará como ejemplo partículas de arena de tamaño uniforme de 160 μm , para poder explicar lo que ocurre cuando se aumenta gradualmente la velocidad superficial del gas.

Cuando el lecho aún se mantiene relativamente fijo debido a flujos bajos de gas, la relación entre la caída de presión y la velocidad superficial del gas es lineal, es decir, su pendiente es igual a 1. Además, su porosidad es igual a ϵ_m hasta que llega al punto en el que el lecho alcanza la caída de presión máxima, porque después las partículas del lecho de la figura 10 disminuyen la presión existente entre ellas y la porosidad incrementa a un valor de ϵ_{mf} . A medida que se aumenta la velocidad μ_0 , se observa que el lecho empieza a crecer, las burbujas empiezan a aparecer y por ello su estado se vuelve heterogéneo. No obstante, la caída de presión se mantiene constante, y esto se da debido

a que la fase densa que se encuentra entre el gas y los sólidos es muy flexible gracias a lo ventilada de esta zona, lo que permite que no exista un efecto barrero que ocasione resistencia y, por ende, una presión invariable.

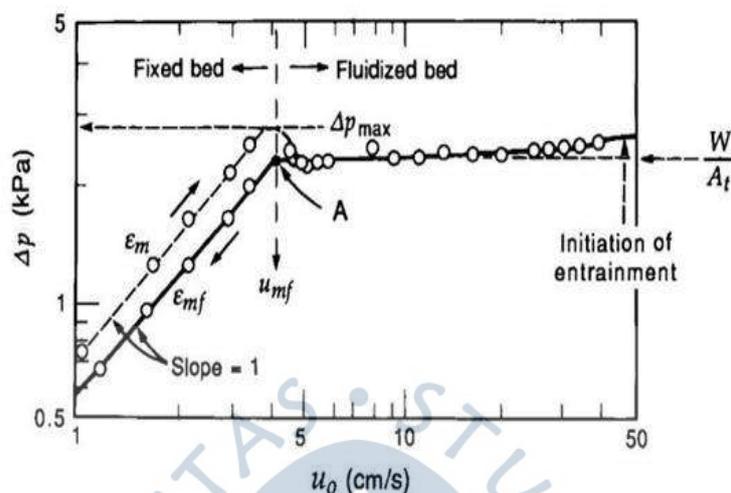


Figura 10. Diagrama ΔP vs. μ_0 de las partículas de arena
Fuente: Fluidization Engineering (Kunii & Levenspiel, 1991)

Cuando la velocidad del gas va disminuyendo, el lecho mantiene la misma pendiente e igual porosidad, lo cual quiere decir que se conserva un lecho holgado, el cual cuando el flujo de gas llega a ser nulo, sufre una última vibración para tener de nuevo su porosidad inicial ϵ_m .

La velocidad de mínima fluidización está definida por la intersección entre la línea del diagrama ΔP vs. μ_0 perteneciente al régimen de lecho fijo con porosidad ϵ_{mf} , con la línea horizontal determinada por el valor de variación de presión resultante del cociente entre el peso de las partículas y el área transversal del lecho.

Este diagrama representa un lecho fluidizado burbujeante de las partículas pertenecientes al grupo B de Geldart, con la particularidad de que no presente grandes variaciones de presión.

b) Amplia distribución de tamaño de partículas

Cuando la velocidad del gas aumenta, en este caso, las partículas más pequeñas fluidizan a través de los espacios existentes entre las partículas más grandes, las cuales se mantienen invariables. Esto da lugar a una fluidización parcial, la cual toma lugar siempre y cuando la curva del diagrama se encuentra por debajo de la horizontal de W/A_t como se observa en la figura 11. Con un aumento de velocidad, se observa en la gráfica que las partículas sí llegan a fluidizarse todas cuando alcanzan el nivel de la línea definida por W/A_t .

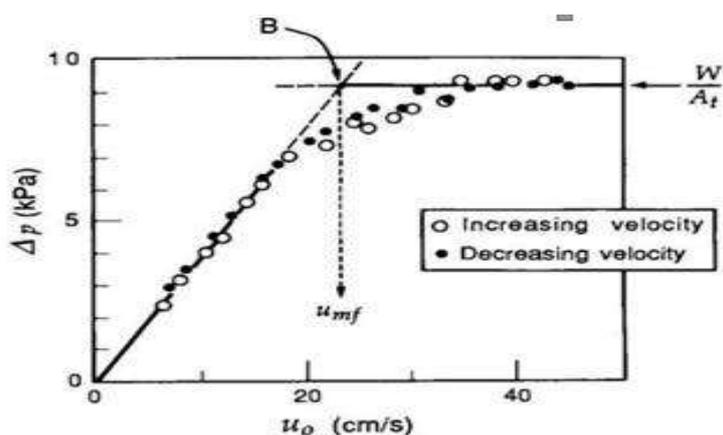


Figura 11. Diagrama Δp vs. Velocidad superficial
Fuente: Fluidization Engineering (Kunii & Levenspiel, 1991)

También es necesario saber que, si las partículas son de mayor tamaño, es decir de diámetro medio mayor a 1 mm, entonces se genera que estas partículas se unan fuertemente y generen una caída de presión y por consiguiente, que ya no permanezcan en el estado fluidizado por más tiempo, sino que regresen al de parcialmente fluidizado. Esta situación puede ser solucionada mediante la adición de partículas muy pequeñas que faciliten la fluidización de las grandes.

c) Transición de fluidización suave a burbujeante

La velocidad mínima de burbujeo u_{mb} , es aquella en la que las burbujas empiezan a surgir en el lecho. Para su explicación se tomará como ejemplo el diagrama Δp versus u_0 de un catalizador de craqueo catalítico (FCC), cuyo rango de tamaño va desde 5 hasta 100 μm .

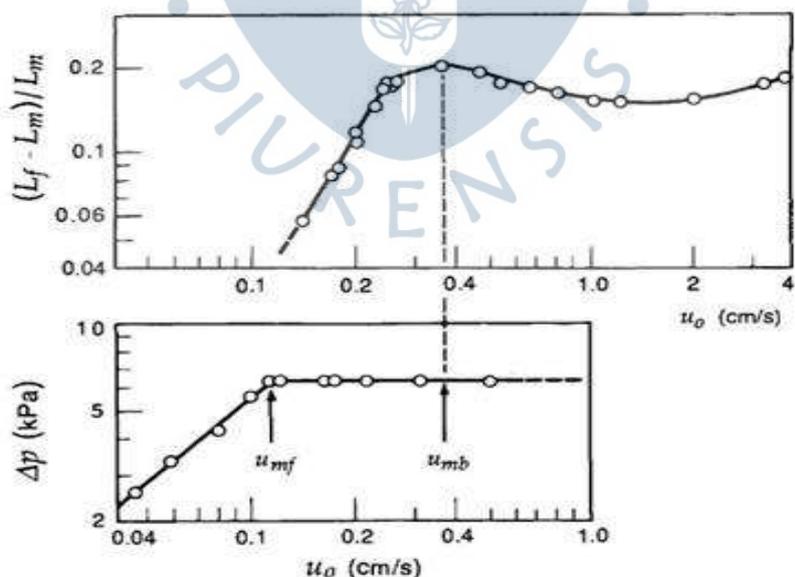


Figura 12. Diagrama característico de la transición a lecho fluidizado burbujeante
Fuente: Kunii y Levenspiel (1991)

Como se observa en la figura 12, a medida que la velocidad va más allá que la de mínima fluidización, el lecho fluidizado se expande siendo L_f la altura promedio de éste. Sin embargo, cuando alcanza μ_{mb} , el lecho empieza a decrecer para dar paso al estado burbujeante.

Geldart y Abrahamsen realizaron medidas en diferentes partículas y llegaron a la conclusión de que para aquellas de tamaño menor a $45 \mu\text{m}$ existe una fuerte relación entre μ_{mb}/μ_{mf} y la fracción de peso de las partículas, como se indica en la ecuación 25.

$$\frac{\mu_{mb}}{\mu_{mf}} = \frac{2300 \rho_g^{0.13} \mu^{0.52} e^{0.72 P_{45\mu\text{m}}}}{d_m^{0.8} (\rho_s - \rho_g)^{0.93}} \quad (25)$$

Esta fórmula con ayuda de la figura 13, la cual muestra la influencia de las propiedades de las partículas en la velocidad de mínima fluidización; permite estimar el valor de la velocidad mínima de burbujeo. Las curvas que se observan pertenecen a diferentes valores de densidad de los sólidos catalizadores, con el fin definir las características de la partícula junto con su diámetro medio, para determinar una correcta μ_{mb} .

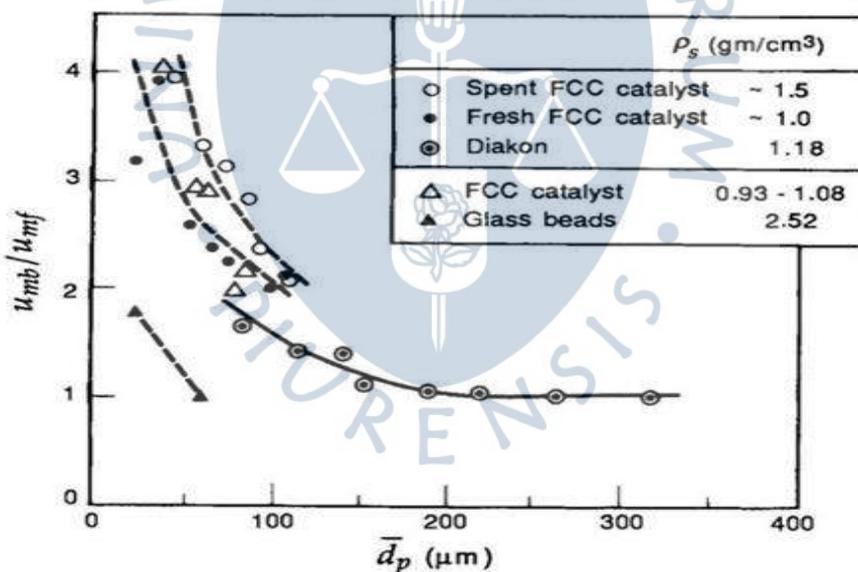


Figura 13. Diagrama representativo de la relación entre las velocidades características del lecho y el d_m de la partícula

Fuente: Kunii y Levenspiel (1991)

1.2.5.2 Con transferencia de partículas. Ante velocidades de gas mucho mayores a la de burbujeo, las partículas empiezan a tener además de un comportamiento turbulento, la capacidad de salir expulsadas del lecho y posteriormente reincorporarse a éste con ayuda de un conducto entre el reactor y el ciclón. Esta

situación se entiende mediante dos conceptos: la velocidad terminal, la fluidización turbulenta y el arrastre neumático.

A. Velocidad terminal

Es aquella velocidad límite del lecho que da pie a un estado turbulento y a partir de la cual, las partículas pueden dejar el lecho fluidizado y ser arrastradas debido a que la velocidad de fluidización ha superado a la velocidad terminal (μ_t) de las partículas.

B. Fluidización turbulenta

En lechos pequeños, se dan grandes fluctuaciones de presión, así como un burbujeo enérgico para dar inicio al estado turbulento. Estas fluctuaciones se caracterizan por aumentar y llegar a un pico, cuya velocidad es μ_c , para posteriormente nivelarse a una velocidad μ_k .

Además, partículas continuamente son expulsadas del lecho, por lo que para que exista recirculación de sólidos, debe haber ciclones y diplegs. En lechos grandes, el paso a régimen turbulento se da a una relación μ_k/μ_t menor que los lechos pequeños.

C. Arrastre neumático

Cuando se eleva la velocidad del gas más allá de la terminal, las partículas son transportadas mediante un lecho fluidizado disperso, cuya porosidad es muy grande; generando de esta manera que el lecho en sí deje de existir debido al arrastre neumático de las partículas sólidas.

1.3 Gasificador de lecho fluidizado burbujeante UDEP

En la Universidad de Piura desde el 2015, se encuentra un módulo de gasificador de lecho fluidizado burbujeante, el cual fue implementado mediante el trabajo de investigación: “Análisis de factibilidad para producción de energía utilizando un gasificador de hojas de caña de azúcar” realizado por Estremadoyro (2015).

Posteriormente, la planta piloto fue modificada siguiendo las sugerencias del trabajo de investigación: “Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante” (García Valladolid, 2017). A continuación, se explicarán los elementos que conforman el Gasificador UDEP.

1.3.1 Reactor y ciclón

El reactor es el elemento en el cual se llevan a cabo las reacciones químicas para el proceso de gasificación, y donde se lleva a cabo, por ende, la fluidización de las partículas. El reactor presenta 4 zonas entre las cuales se encuentran:

- Zona de plenum: se caracteriza por contener la entrada del agente fluidizante a una determinada velocidad.
- Zona de lecho: es aquella que empieza desde donde se encuentra la rejilla de distribución hasta el límite en el que las partículas tienen una velocidad de 0 m/s;

- Zona del freeboard: es aquella sección que tiene el fin de imposibilitar que las partículas sólidas sean arrastradas con facilidad al exterior debido al flujo de aire ascendente.
- Zona de salida de gases: se encuentra conectada al ciclón y cuya función consiste en prevenir la mezcla de los sólidos arrastrados con el syngas.

Tabla 6. Especificaciones del reactor del gasificador Udep

	Altura total	2450 mm
	Material	Acero AISI 304 de 2 mm de espesor y recubierto con lana de fibra de vidrio con espesor de 3'.
	Lecho y freeboard	Diámetro externo de 228 mm.
Reactor	Zonas	Altura de 250 mm y presenta un acople por brida con la tubería flexible de entrada de aire que consiste en un tubo de 5 cm de longitud de acero inoxidable.
	Salida de gases	Diámetro externo de 468 mm. Cuenta con una tapa con un visor de vidrio concéntrico de 248 mm cuya resistencia térmica es de máximo 450°C.
	Agujeros	Ambos de 100 mm de diámetro. Uno sirve para la entrada de la biomasa y el otro para la entrada del quemador.
	Soporte	Consiste en 8 tubos de hierro de 1 pulgada unidos por bridas a anillos de 5mm de espesor.
	Base	Plataforma de concreto

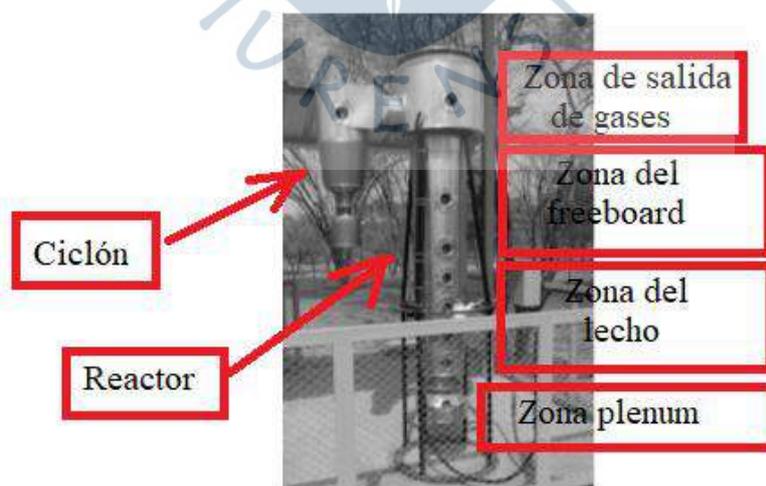


Figura 14. Partes y zonas del gasificador Udep

Tabla 7. Especificaciones del ciclón del gasificador Udep

	Altura	656 mm
Ciclón	Material	Acero AISI 304 de 2 mm de espesor y recubierto con lana de fibra de vidrio con espesor de 3'.
	Características	Su parte más ancha posee un diámetro de 177 mm y la más estrecha, un diámetro de 77 mm. La unión con el reactor es soldada. La entrada del syngas al ciclón es de forma tangencial con el objetivo de lograr una gran eficiencia en la limpieza del gas.

1.3.2 Placa distribuidora

Es aquella que contiene en un inicio al material inerte que será posteriormente fluidizado. Consiste en una malla número 40.



Figura 15. Placa distribuidora con material inerte
Fuente: Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante (García Valladolid, 2017)

1.3.3 Tornillo sin fin y tolva

El tornillo sin fin es aquel cuyo movimiento permite la entrada de la biomasa al reactor. Éste se encuentra dentro de una canaleta que está acoplada por unión soldada con la tolva, que es en donde se introduce la biomasa. Asimismo, al eje del tornillo se encuentra acoplado un motor trifásico.

Tabla 8. Características del tornillo sin fin y tolva

Tornillo sin fin	Está construido por acero inoxidable con una longitud de 700 mm, un eje de 1', hélices de 2 mm de espesor y un diámetro igual al paso de 100 mm.
Canaleta	Posee una luz de 2 mm y está acoplada a la tolva por unión soldada.
Tolva	Tiene una autonomía de 15 min para una densidad aparente de biomasa de 67.47 kg/h.

1.3.4 Soplador

Es el encargado de inyectar el aire para así fluidizar al material inerte.



Figura 16. Soplador del Gasificador UDEP
Fuente: Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante (García Valladolid, 2017)

1.3.5 Quemador

Se utiliza para el precalentamiento del material inerte. En la tabla 9 se muestra las especificaciones técnicas del quemador utilizado para el gasificador.

Tabla 9 Especificaciones técnicas del quemador

Marca	Wayne
Modelo	HSG400
Potencia	200 mil Btu/hr a 400 mil Btu/hr
Peso	12 kg
Voltaje	110 V

1.3.6 Analizador de gases

Registra el porcentaje volumétrico de los componentes del syngas. Éste es de la marca Madur modelo GA-40T y se encuentra acoplado al ciclón mediante un cono roscado E-SHAK008.

1.3.7 Motor eléctrico y caja reductora de velocidad

El motor es el que se encuentra acoplado al tornillo sinfín y genera su movimiento. Éste se utilizó junto con un reductor de velocidad con el fin de obtener un buen torque en vez de gran velocidad.

Tabla 10 Especificaciones técnicas del motor

Potencia	1.6 kW
Conexión	Estrella
RPM	1740-3480



Figura 17. Placa del reductor

Fuente: Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante (García Valladolid, 2017)

1.3.8 Computadoras

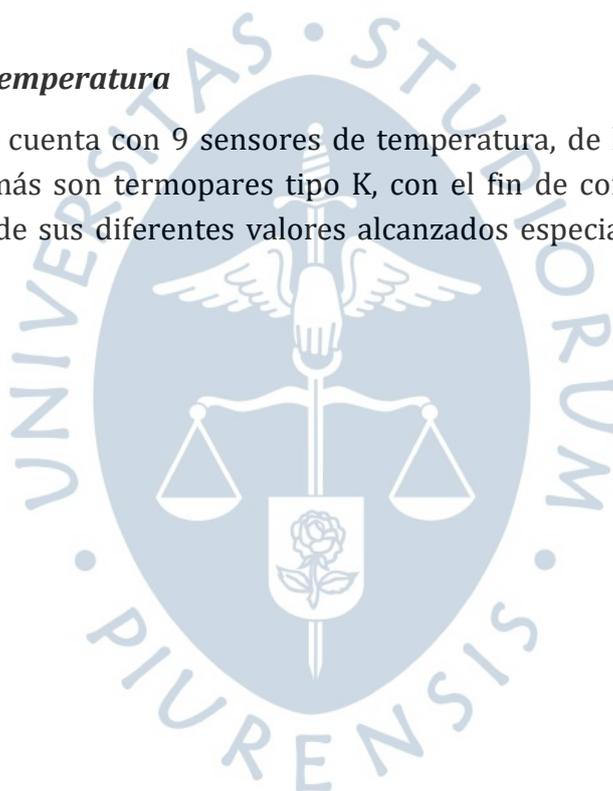
La primera de las computadoras se utilizó para almacenar los datos tanto de los sensores de temperatura como del analizador de gases. La otra computadora funcionó como software de simulación.

Tabla 11. Datos técnicos de las computadoras de la planta piloto del gasificador

	1° Computadora	2° Computadora
Marca	HP	Dell
Sistema operativo	Windows 10 de 64bits	Windows 8.1 de 64bits
Procesador	Intel (R) Core i5-6200 CPU de 2.3GHz	Intel (R) Core i7-4790 CPU de 3.6GHz
Memoria instalada	8GB	16GB

1.3.9 Sensores de temperatura

El gasificador cuenta con 9 sensores de temperatura, de los cuales 3 son RTD's tipo pt100 y los demás son termopares tipo K, con el fin de controlar la temperatura mediante el mapeo de sus diferentes valores alcanzados especialmente en la zona del lecho.

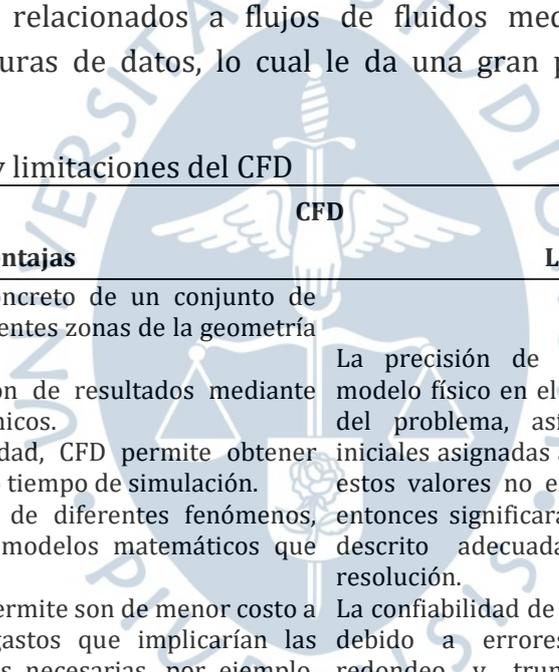


Capítulo 2 Modelación numérica

2.1 Dinámica de fluidos computacional

La dinámica de fluidos computacional, mejor conocida como CFD por su significado en inglés “Computational Fluid Dynamics”, es una herramienta que permite resolver problemas relacionados a flujos de fluidos mediante el uso de análisis numéricos y estructuras de datos, lo cual le da una gran precisión y flexibilidad de aplicación.

Tabla 12. Ventajas y limitaciones del CFD

Ventajas	CFD	Limitaciones
Permite un análisis concreto de un conjunto de parámetros en las diferentes zonas de la geometría implicada. Permite la comprensión de resultados mediante gráficas y dibujos dinámicos. En cuanto a la velocidad, CFD permite obtener resultados tras un corto tiempo de simulación. Permite la simulación de diferentes fenómenos, debido a la gama de modelos matemáticos que incluye. Las simulaciones que permite son de menor costo a comparación de los gastos que implicarían las pruebas experimentales necesarias, por ejemplo, para la ingeniería de diseño. Los resultados pueden ser validados mediante ensayos experimentales o métodos de resolución de los modelos sobre los que se basan.		La precisión de las soluciones depende del modelo físico en el que se basa la fenomenología del problema, así como de las condiciones iniciales asignadas al modelo numérico; ya que, si estos valores no están correctamente definidos, entonces significará que el problema no ha sido descrito adecuadamente para su posterior resolución. La confiabilidad de los resultados no es del 100% debido a errores numéricos presentes de redondeo y truncamiento, inherentes a la computación digital; sin embargo, esta situación está mejorando constante y rápidamente.

CFD permite predecir el comportamiento del flujo de fluidos, transferencia de calor y masa, entre otros, a través de la resolución de ecuaciones diferenciales parciales basadas en leyes de la conservación de masa, cantidad de movimiento y de energía; lo cual ofrece un medio posible para extender el conocimiento de fenómenos muy difíciles de resolver, debido a las interacciones existentes entre las partículas y las condiciones físicas del problema a analizar. Mediante el CFD utilizado en las supercomputadoras que hoy en día existen, se resuelven de manera rápida las ecuaciones que el fenómeno de análisis implica.

Los campos de la ingeniería que abarca esta innovadora herramienta son los siguientes: la industria aeroespacial, aerodinámica, automotriz y la mecánica. Es así como, debido a sus diferentes aplicaciones, existen también diversos programas de CFD, tales como ANSYS CFX, ANSYS FLUENT, STAR-CD, FLOW 3D, entre otros. Al ser una ciencia de predicción, CFD posee tanto ventajas como limitaciones, las cuales se presentan en la tabla. En la presente tesis, el programa a utilizar para las simulaciones correspondientes será el ANSYS FLUENT y ANSYS CFX, cuya metodología aplicada será explicada más adelante.

2.2 Procesos de trabajo de la dinámica de fluidos computacional

Para realizar un profundo análisis de una determinada situación de estudio, es necesario interactuar con la interfaz que incluyen todos los softwares comerciales de CFD. Dicha interfaz presenta un flujo generalizado de trabajo, que a su vez cuenta con etapas importantes de describir, como se ve en la figura 18.

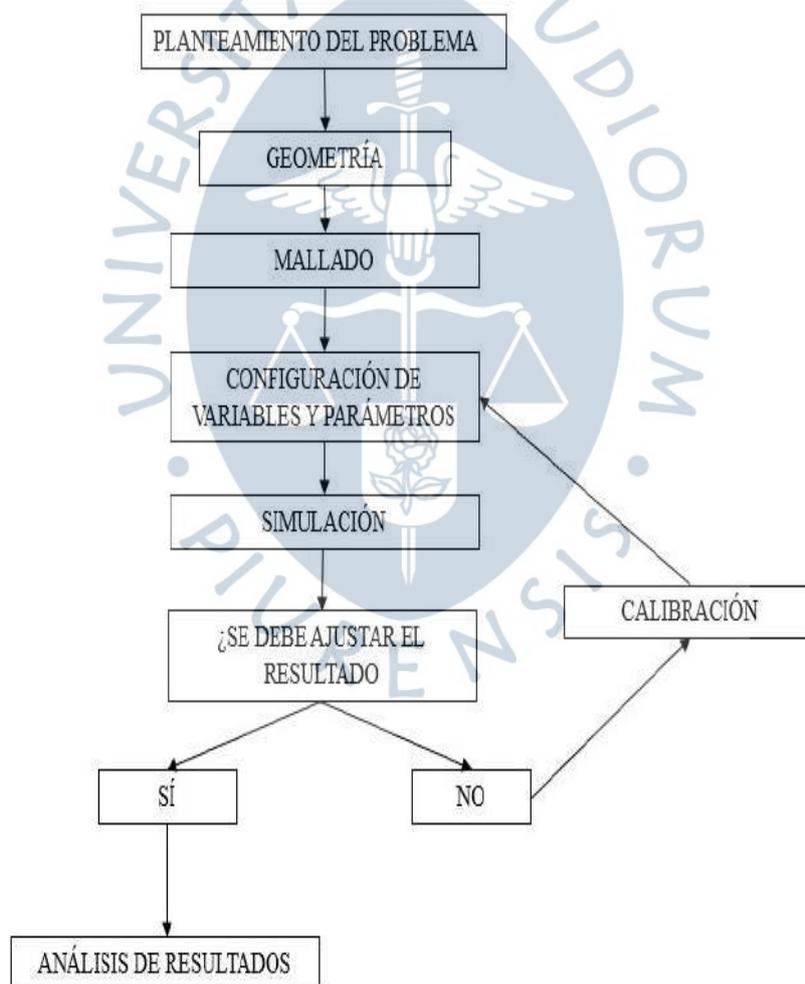


Figura 18. Diagrama de flujo de trabajo en CFD

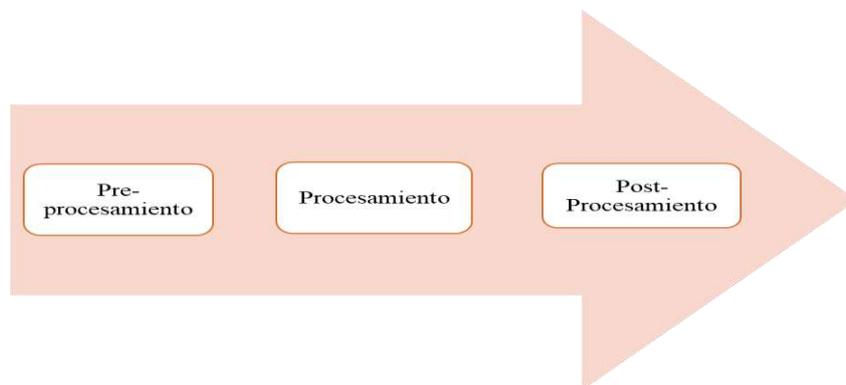


Figura 19. Flujo generalizado de trabajo en CFD

2.2.1 *Pre - procesamiento*

Al ser la primera etapa, inicia con el planteamiento de la situación de estudio, para posteriormente llevar a cabo la geometría y mallado con la configuración de condiciones correctas. De este modo, se desarrolla lo siguiente (Sánchez Vázquez, 2004):

2.2.1.1 Formulación del problema. Es aquella etapa en la que se analiza el problema con el fin de decidir la vía más sencilla para alcanzar la solución. Esto se logra realizando el planteamiento de la geometría que se hará, es decir, determinando si puede ser analizada de forma aislada o como parte de un sistema. Asimismo, se debe tener en cuenta:

- Las ecuaciones que gobiernan el contexto del problema.
- Las hipótesis que se tomarán en cuenta para la simplificación del problema.
- Si el contexto físico del problema será trabajado en una, dos o tres dimensiones.
- Si la problemática se analizará en estado estacionario o transitorio.

2.2.1.2 Geometría. Consiste en la realización de un dibujo y diseño asistido por computadora (CAD), sobre el cual el flujo del fluido de análisis será simulado y donde las ecuaciones del CFD serán resueltas.

2.2.1.3 Mallado. Consiste básicamente en subdividir el dominio físico en celdas o elementos mediante la generación de una malla, es decir llevar a cabo una discretización espacial, con el fin de resolver cada una de las ecuaciones a la vez en todos los subdominios, en vez de realizarlo en un único dominio extenso y complejo, a través de una discretización de las ecuaciones gobernantes del fluido. Existen cuatro tipos de mallado espacial (Bacchi, Scarabino, & Giacopinelli):

A. Malla estructurada

Se utiliza por lo general para geometrías que son simples relativamente. Constan de celdas planas o volumétricas con la misma forma. Las líneas del mallado atraviesan todo el dominio, de tal forma que cada uno de los elementos de control posee el mismo número de subdominios vecinos. Presenta ventaja respecto al ahorro de información

necesario para la modelación con volúmenes de control con forma de cuadriláteros o hexaedros (George, 1991).

B. Malla no estructurada

Los subdominios vecinos son diferentes y definidos de forma arbitraria. Permiten el estudio de geometrías más complejas.

Al generar alto número de celdas, requiere de mayor espacio en la memoria de una computadora, a diferencia de la malla no estructurada; además de necesitar mayor capacidad de procesamiento (Colchado Argumedo, 2010).

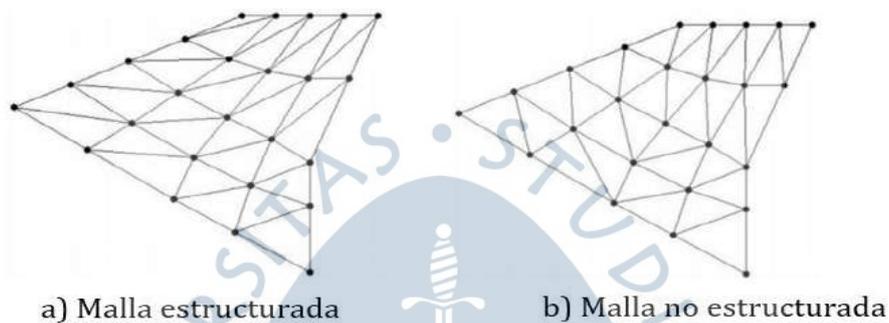


Figura 20. Malla estructurada y no estructurada sobre una misma región
Fuente: Generación de mallas no estructuradas (Londoño Pinilla)

C. Malla multiblock

Está compuesta por mallas estructuradas y no estructuradas, conectadas arbitrariamente. Se presenta un ejemplo en la Figura 20

D. Malla híbrida

Utiliza un diferente tipo de volumen de control en cada región, dependiendo de cuál es el más apropiado. Posee una mejor precisión en su solución debido a la adopción del mejor tipo de discretización espacial, que permite también eficiencia numérica (ver Figura 21).

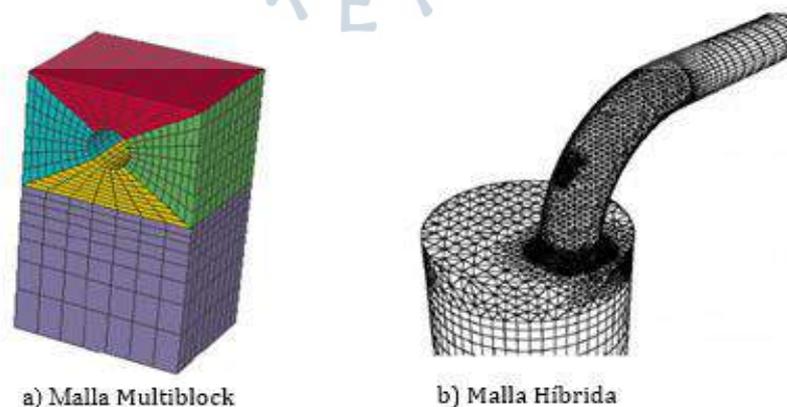


Figura 21. Malla multiblock y malla híbrida
Fuente: Introducción a CFD (Bacchi, Scarabino, & Giacopinelli)

Se debe de tener en cuenta que mientras mayor sea el número de subdominios, mejor será la resolución, por ende, la precisión del modelo seleccionado mejorará. Sin embargo, esto trae consigo un gran costo computacional, por lo cual se debe lograr un balance entre la precisión de los resultados y la resolución de la malla (Salcedo, Chueca, & Bayón, 2017).

Luego de realizada la discretización espacial, se utilizan métodos de discretización de las ecuaciones de Navier Stokes, de lo cual se hablará en secciones posteriores, para calcular las variables de flujo en cada una de las celdas creadas mediante el mallado y así, para todo el dominio computacional.

2.2.1.4 Condiciones de contorno. Al finalizar el mallado, se lleva a cabo la determinación de superficies o volúmenes específicos del dominio, con el fin de facilitar las etapas de simulación y post - procesamiento. Esto se logra mediante el etiquetado de los tipos de frontera, tales como:

A. Domain

Se refiere a aquella región del espacio en la que se llevará a cabo la solución de las ecuaciones del flujo del fluido. Existen diferentes tipos de dominio para recrear las condiciones de trabajo de las diversas situaciones a simular. Entre ellos están los siguientes (ANSYS):

- **Dominio fluido:** Son utilizados para modelar un fluido o la combinación de varios fluidos. Esta opción presenta un amplio rango de opciones y permite simular el movimiento de las fronteras del dominio a través de la deformación de la malla.
- **Dominio sólido:** Son utilizados para modelar áreas que no contienen flujo fluido ni poroso. Además, puede modelarse el movimiento de un sólido respecto a su marco de referencia.
- **Dominio poroso:** Se utilizan para modelar flujos en los cuales la geometría es muy compleja para resolverse con la cuadrícula.
- **Sólido inmerso:** Son utilizados para modelar sólidos rígidos que se encuentran en dominios fluidos.

B. Inlet

Es aquella región por la cual se espera que el flujo de un fluido ingrese. Las que poseen una velocidad específica son aquellas destinadas para flujos incompresibles, mientras que las que tienen una presión y flujo másico determinados, están destinadas a flujos compresibles e incompresibles.

C. Outlet

Es aquella región por la cual el flujo de un fluido sale. Sus especificaciones son iguales a las de la "Inlet".

D. Openings

Son aquellas regiones que permiten tanto flujos de entrada como de salida y que deben tener información respecto a la temperatura, turbulencia, entre otros.

E. Wall

Regiones específicas situadas en la superficie de las geometrías. Éstas pueden ser deslizantes o no deslizantes.

F. Symmetry

Regiones en las cuales la geometría y el campo de flujo son simétricos. Presentan las siguientes características:

- No necesitan datos de configuración.
- En el plano de simetría la velocidad normal tiene el valor de 0.
- Los gradientes de las variables a analizar en el plano de simetría son igual a 0

2.2.2 Procesamiento

Es la etapa más importante, ya que se lleva a cabo la simulación de la problemática. Comprende las siguientes sub - etapas:

2.2.2.1 Configuración de parámetros de entrada. Para la solución del problema, se deben asignar datos como:

- Las propiedades de los materiales a utilizar.
- Los modelos de turbulencia, multifásicos, energía, entre otros, que serán utilizados.
- Las condiciones de frontera, es decir, los parámetros de velocidad, presión y temperatura en las condiciones de contorno definidas.
- El estado de las variables implicadas en la problemática en un tiempo igual a 0, es decir, las condiciones iniciales. Estas permiten reducir el tiempo necesario para que la solución llegue a la convergencia, debido a su posible cercanía a la solución final o al aporte de información para su obtención.

2.2.2.2 Configuración del Solver. La configuración del solver, que es el solucionador de las ecuaciones, permite establecer en el software parámetros que afectan tanto la velocidad de convergencia como la precisión de los resultados. Estos parámetros son los siguientes:

- *Time step size*: es el tamaño del paso de tiempo, el cual determina cuán rápido o lento es el progreso en el cálculo de la solución. Es recomendable seleccionar un *time step size* pequeño con el fin de considerar todas las fluctuaciones de flujo; sin embargo, se debe tener cuidado con el gran costo computacional que se puede generar.

- *Number of time steps*: es el número de pasos de tiempo que adoptará la simulación. Es importante saber que el producto entre el tamaño y el número de pasos de tiempo resulta el tiempo físico, el cual es el tiempo simulado, mas no el tiempo que dura la simulación.
- *Max iterations*: este valor determina el número de iteraciones internas para cada paso de tiempo, es decir, una vez cumplidas, el solver se detiene incluso con divergencia.

2.2.2.3 Simulación. Es aquella sub - etapa que empieza cuando se da por iniciado el proceso iterativo del solver (Huerto, 2013), el cual consiste en:

- La integración de las ecuaciones diferenciales parciales en cada uno de los volúmenes de control obtenidos mediante el mallado.
- A través de aproximaciones de los términos de las ecuaciones integrales, éstas se transforman en un sistema de ecuaciones algebraicas.
- Las ecuaciones algebraicas son resueltas de forma iterativa.

2.2.2.4 Monitoreo de la solución. El monitoreo de la solución se realiza con el fin de verificar si la simulación está llegando a una convergencia, lo cual se puede observar mediante:

- Los residuos, que son indicadores de cuán bien se han resuelto las ecuaciones, se reducen, debido a que la variación entre el valor de una variable y otra, en diferentes iteraciones, es despreciable.
- Los imbalances de las ecuaciones de conservación deben ser pequeños, ya que evidencian la conservación global de las propiedades de las variables.
- Los valores de las magnitudes analizadas logran la estabilidad en el tiempo.

Por otro lado, la precisión de una solución convergente depende de:

- El modelo seleccionado para la problemática que se desea simular.
- La resolución de la malla.
- Errores numéricos.

Es importante saber que el tener bajos residuos no siempre significa una solución correcta, y, por otro lado, tener altos residuos no significa siempre una solución incorrecta, ya que puede deberse a otros factores como, por ejemplo, la configuración del *Solver*.

2.2.3 Post - procesamiento

Es la etapa en la que se obtienen y examinan los resultados cuantitativos y cualitativos de la simulación mediante las diversas herramientas gráficas que ofrece CFD. Entre ellas se encuentran vectores, planos, superficies, volúmenes, contornos,

líneas de corriente, entre otros. Las características de la etapa de post - procesamiento del CFD (Huberto Bujaco, 2013) son las siguientes:

- Una interfaz dinámica que te permite seleccionar cuál de los elementos gráficos describirá los resultados de la variable analizada.
- Los gráficos se caracterizan por el uso de colores dependiendo de los valores que tome la variable analizada, permitiendo de esta forma que los resultados sean comprendidos de manera rápida y fácil.
- Permite la obtención de un reporte de resultados, en el cual se visualizan los residuos, desequilibrios y el valor de las variables en cada una de las iteraciones hasta llegar a la convergencia.

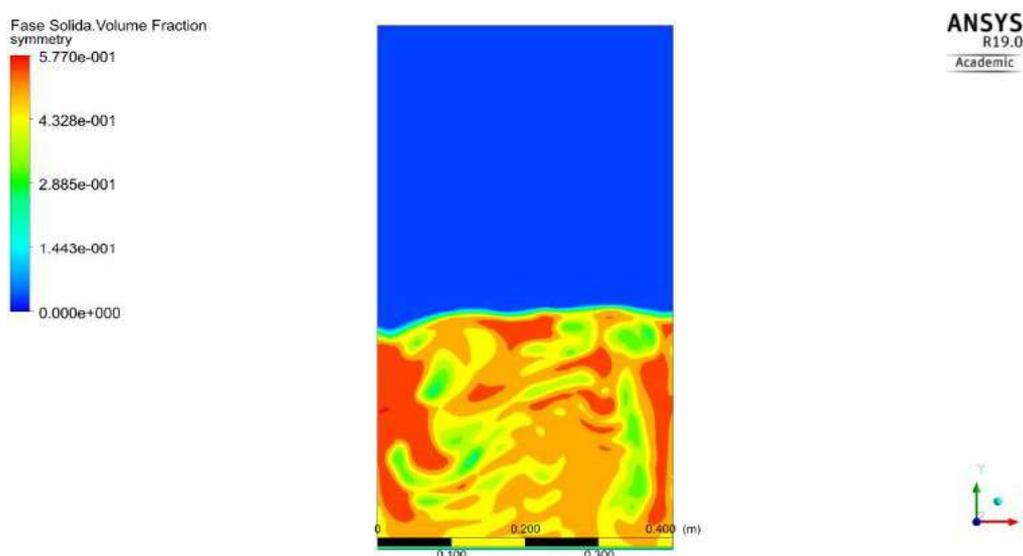


Figura 22. Visualización de resultados en CFD-Post Ansys Fluent

2.3 Ecuaciones y modelos de la dinámica de fluidos computacional

Las ecuaciones que gobiernan la dinámica de fluidos son aquellas que describen los procesos de transferencia de momento, calor y masa, y son denominadas ecuaciones de Navier Stokes. Por otro lado, la elección de los modelos que serán utilizados en la simulación tiene que ser aquellos que se aproximan más a la realidad de la problemática debido a las características que ofrecen.

2.3.1 Ecuaciones de Navier Stokes

Es un conjunto de ecuaciones diferenciales que describen el movimiento tridimensional de los fluidos Newtonianos, los cuales poseen una viscosidad constante. Surgen de aplicar la Segunda Ley de Newton modificada para fluidos, además de la formulación en la que los esfuerzos del fluido resultan de la suma de los esfuerzos tangenciales, que son proporcionales al gradiente de velocidad, y de un término de presión. Las ecuaciones de Navier Stokes en forma general y en coordenadas cartesianas para flujos compresibles, son:

A. Ecuación de la conservación de la masa

$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \frac{\partial(\rho u)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho v)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho w)}{\partial z} = 0 \quad (26)$$

Donde u es la velocidad en la dirección x [m/s], v es la velocidad en la dirección y [m/s] y w es la velocidad en la dirección z [m/s], además, t es el tiempo [s]. El primer término hace referencia a la variación de la masa contenida en el volumen de control en el tiempo, y los demás términos representan el flujo másico a través de una superficie en el espacio, tanto de entrada como de salida en el sistema.

En el caso de fluidos monofásicos, no se considera al término difusivo en esta ecuación, por lo cual, el gradiente de masa en un fluido en reposo implica desplazamiento por parte de las partículas fluidas.

B. Ecuación de la conservación de la cantidad de movimiento

$$M_x: \frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial x} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} \quad (27)$$

$$M_y: \frac{\partial v}{\partial t} + u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial y} + \nu \frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \nu \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} + \nu \frac{\partial^2 v}{\partial z^2} \quad (28)$$

$$M_z: \frac{\partial w}{\partial t} + u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial p}{\partial z} + \nu \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \nu \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \nu \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} \quad (29)$$

Donde M_x es la cantidad de movimiento en el eje x [$N \cdot s$], M_y es la cantidad de movimiento en el eje y [$N \cdot s$] y M_z es la cantidad de movimiento en el eje z [$N \cdot s$]. P es la presión [N/m^2] y ν es la viscosidad cinemática [m^2/s]. El primer componente de las 3 ecuaciones es un término temporal de la aceleración local, al cual le siguen 3 términos de advección y en el otro lado, hay un término de gradiente de presión sumado a 3 términos de viscosidad.

C. Ecuación de energía

$$\frac{\partial T}{\partial t} + u \frac{\partial T}{\partial x} + v \frac{\partial T}{\partial y} + w \frac{\partial T}{\partial z} = \frac{\lambda}{\rho C_p} \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} + \frac{\lambda}{\rho C_p} \frac{\partial^2 T}{\partial y^2} + \frac{\lambda}{\rho C_p} \frac{\partial^2 T}{\partial z^2} \quad (30)$$

Donde T es la temperatura del fluido [C], λ es la Conductividad térmica del fluido [$W/m \cdot k$] y C_p es el Calor específico del fluido [$J/kg \cdot K$]. Esta ecuación resulta de aplicar el primer principio de la termodinámica a un volumen de control infinitesimal, lo cual da como resultado que la variación en el tiempo de la energía total es igual al aumento de trabajo de las fuerzas que actúan sobre el volumen y al flujo neto de calor que atraviesa su contorno.

Para el caso de un flujo incompresible con viscosidad constante, las ecuaciones de la conservación de la cantidad de movimiento resultan:

$$M_x: \rho \left(\frac{\partial u}{\partial t} + u \frac{\partial u}{\partial x} + v \frac{\partial u}{\partial y} + w \frac{\partial u}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial x} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial x^2} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial y^2} + \nu \frac{\partial^2 u}{\partial z^2} + \rho g_x \quad (31)$$

$$M_y: \left(\frac{\partial v}{\partial t} + u \frac{\partial v}{\partial x} + v \frac{\partial v}{\partial y} + w \frac{\partial v}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial y} + \nu \frac{\partial^2 v}{\partial x^2} + \nu \frac{\partial^2 v}{\partial y^2} + \nu \frac{\partial^2 v}{\partial z^2} + \rho g_y \quad (32)$$

$$M_z: \left(\frac{\partial w}{\partial t} + u \frac{\partial w}{\partial x} + v \frac{\partial w}{\partial y} + w \frac{\partial w}{\partial z} \right) = -\frac{\partial p}{\partial z} + \nu \frac{\partial^2 w}{\partial x^2} + \nu \frac{\partial^2 w}{\partial y^2} + \nu \frac{\partial^2 w}{\partial z^2} + \rho g_z \quad (33)$$

Donde g es la aceleración de la gravedad [m/s^2].

2.3.2 Métodos de discretización en CFD

Las ecuaciones de Navier – Stokes para los problemas de CFD solo tienen solución analítica en el más simple de los flujos y en condiciones ideales. Es por este motivo que, para lograr una solución a flujos reales, se deben usar métodos de discretización numérica. Estos métodos tienen como finalidad cambiar el dominio continuo de cualquier fenómeno a evaluar por uno discreto, en donde uno o más volúmenes de control se usan para representar el dominio original.

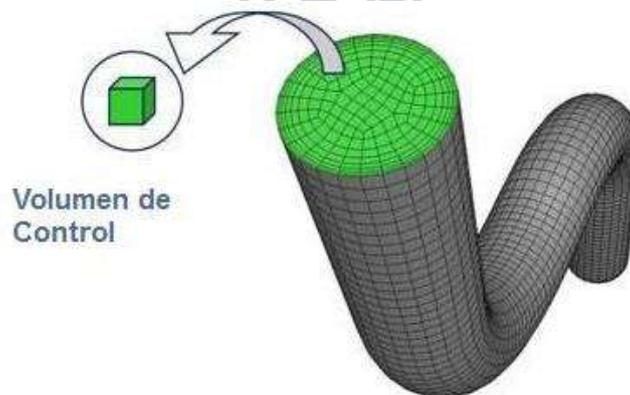


Figura 23. Discretización en pequeños volúmenes
Fuente: Blog ESSS (ESSS, 2016)

La discretización transforma un fenómeno continuo y complicado de resolver en una aproximación de formas algebraicas de las ecuaciones que representan dicho fenómeno. Posteriormente estos problemas de geometría complejas se resuelven mediante la utilización de nodos en los mallados, junto al apoyo de algún software de Fluidodinámica Computacional, que tienen la capacidad de solucionar rápidamente y con precisión diversos problemas de CFD.

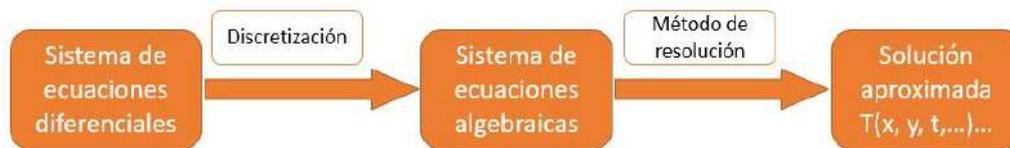


Figura 24. Esquema de proceso de resolución de una EDP

En la actualidad existen varios métodos para lograr una buena discretización, es decir, convertir un fenómeno descrito en un sistema de ecuaciones de derivadas parciales a ecuaciones algebraicas. Entre los métodos que introducen menor error en la solución están el método de diferencias finitas, método de elementos finitos y el método de volúmenes finitos; aunque en la práctica las ecuaciones que gobiernan un sistema son discretizadas usando casi exclusivamente las diferencias finitas.

2.3.2.1 Método de diferencias finitas. El método de diferencias finitas ha sido el primer método usado para poder resolver ecuaciones diferenciales, empleado por Euler. Este método usa el desarrollo de las series de Taylor, logrando discretizar las derivadas de las variables de flujo. Para poder explicar las diferencias finitas se considerará la siguiente ecuación de 1 dimensión:

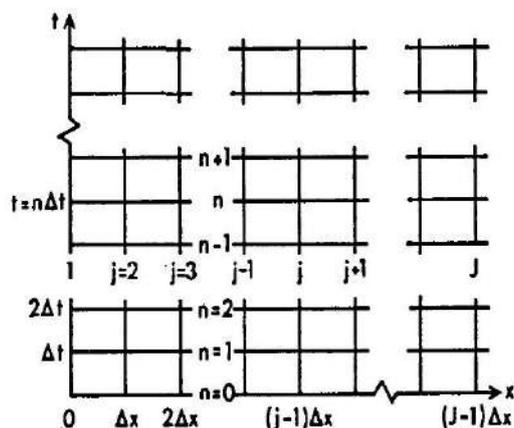
$$\frac{\partial T}{\partial t} = \alpha \frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \dots\dots\dots 0 \leq x \leq 1 \quad (34)$$

Las condiciones iniciales (ecuación 35) y de borde (ecuación 36) son:

$$T(0, t) = b; T(1, t) = d \quad (35)$$

$$T(x, 0) = T_0(x) \dots\dots\dots 0 \leq x \leq 1 \quad (36)$$

Para discretizar se necesita una malla en donde se puedan observar las dos variables independientes (x, t) . En la figura x se muestra un ejemplo de representación del espacio $x - t$. Los pasos en el tiempo y espacio están definidos por Δt y Δx respectivamente. La variable T^n_j representa el valor de T en el nodo (j, n) ; siendo j en número del paso en x , y n el número del paso en t .

Figura 25. Mallado del espacio $x - t$

Ahora se deben definir los valores de la variable T de la ecuación 1, expresando las derivadas espaciales y temporales de $T(j, n)$ usando los valores de T en los nodos cercanos. Esto se logra gracias a las series de Taylor:

$$T_{j+1}^n = \sum_{m=0}^{\infty} \frac{\Delta x^m}{m!} \left[\frac{\partial^m T}{\partial x^m} \right]_j^n = T_j^n + \Delta x \left[\frac{\partial T}{\partial x} \right]_j^n + \frac{\Delta x^2}{2!} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right]_j^n + \dots \quad (37)$$

$$T_j^{n+1} = \sum_{m=0}^{\infty} \frac{\Delta t^m}{m!} \left[\frac{\partial^m T}{\partial t^m} \right]_j^n = T_j^n + \Delta t \left[\frac{\partial T}{\partial t} \right]_j^n + \frac{\Delta t^2}{2!} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial t^2} \right]_j^n + \dots \quad (38)$$

De esta manera se puede encontrar una aproximación a la primera derivada:

$$T_{j+1}^n = T_j^n + \Delta x \left[\frac{\partial T}{\partial x} \right]_j^n + \frac{\Delta x^2}{2} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right]_j^n \quad (39)$$

Despejando $[\partial T / \partial x]_j^n$, la ecuación quedaría escrita de la siguiente manera:

$$\left[\frac{\partial T}{\partial x} \right]_j^n = \frac{T_{j+1}^n - T_j^n}{\Delta x} - \frac{\Delta x}{2} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right]_j^n \quad (40)$$

También se puede escribir:

$$\left[\frac{\partial T}{\partial x} \right]_j^n = \frac{T_{j+1}^n - T_j^n}{\Delta x} + O(\Delta x) \quad (41)$$

En la ecuación x, el término $O(\Delta x)$ representa el error de truncamiento resultante al aplicar la aproximación de diferencias finitas a la ecuación diferencial. En este caso el error es de orden Δx . De manera análoga se puede escribir la solución a $[\partial T / \partial t]_j^n$:

$$\left[\frac{\partial T}{\partial t} \right]_j^n = \frac{T_j^{n+1} - T_j^n}{\Delta t} + O(\Delta t) \quad (42)$$

A esta solución se le denomina fórmula de diferencias finitas progresivas. Para poder solucionar algebraicamente este problema se necesitan conocer dos puntos de la variable T . Existen otros tipos de aproximaciones, por ejemplo, las que dan lugar a la fórmula de diferencias finitas regresivas, que vienen descritas por las siguientes ecuaciones:

$$T_{j-1}^n = T_j^n - \Delta x \left[\frac{\partial T}{\partial x} \right]_j^n + \frac{\Delta x^2}{2!} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \right]_j^n + \dots \quad (43)$$

$$T_j^{n-1} = T_j^n - \Delta t \left[\frac{\partial T}{\partial t} \right]_j^n + \frac{\Delta t^2}{2!} \left[\frac{\partial^2 T}{\partial t^2} \right]_j^n + \dots \quad (44)$$

Despejando e introduciendo el error de truncamiento obtenemos:

$$\left[\frac{\partial T}{\partial x} \right]_j^n = \frac{T_j^n - T_{j-1}^n}{\Delta x} + O(\Delta x) \quad (45)$$

$$\left[\frac{\partial T}{\partial t} \right]_j^n = \frac{T_j^n - T_j^{n-1}}{\Delta t} + O(\Delta t) \quad (46)$$

En ambos casos, el error es de orden Δx o Δt . Cabe resaltar que se debe cumplir que $\Delta x \ll 1$ y $\Delta t \ll 1$. Si restamos las aproximaciones obtenidas en las ecuaciones (40) y 41, se dará lugar a la fórmula de diferencias finitas centrada. El error de truncamiento de esta aproximación es de segundo orden ($O(\Delta x^2)$).

$$\left[\frac{\partial T}{\partial x} \right]_j^n = \frac{T_{j+1}^n - T_{j-1}^n}{2\Delta x} + O(\Delta x^2) \quad (47)$$

$$\left[\frac{\partial T}{\partial t} \right]_j^n = \frac{T_j^{n+1} - T_j^{n-1}}{2\Delta t} + O(\Delta t^2) \quad (48)$$

En la figura 26 se puede notar la diferencia gráfica entre los 3 tipos de discretización de diferencias finitas. Además, se observa los errores de truncamiento generados por cada una de las aproximaciones

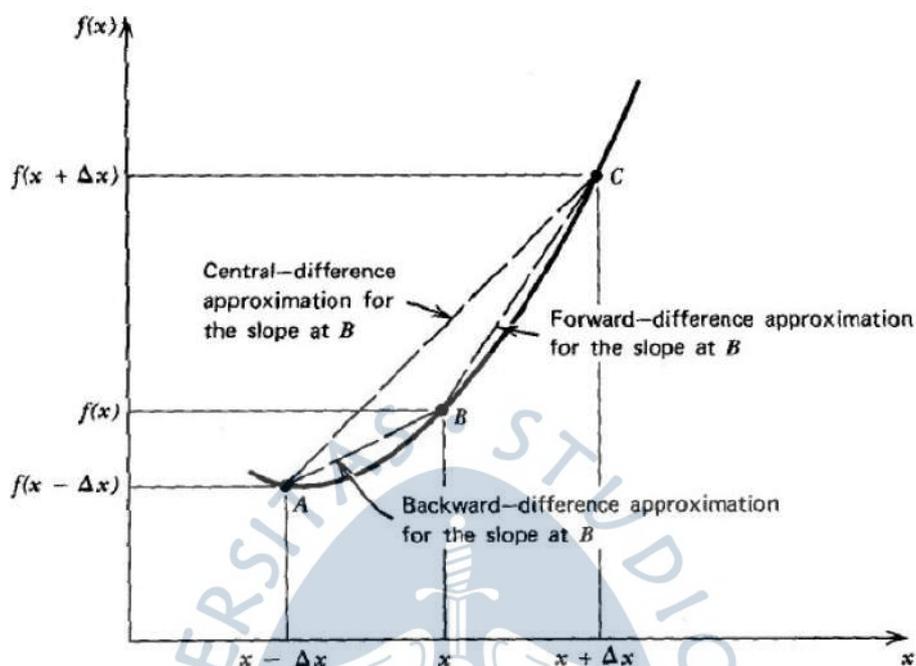


Figura 26. Representación en diferencias finitas de $\partial f/\partial x$
Fuente: Diferencias Finitas (Niño C. & Herrera R., 2011)

Con lo anteriormente explicado se puede lograr una buena solución a la primera derivada. También es posible encontrar expresiones que nos permitan desarrollar derivadas de más alto orden. Si se suman las ecuaciones (37) y (43), se obtiene:

$$\left[\frac{\partial T}{\partial x}\right]_j^n = \frac{T_{j+1}^n - 2T_j^n + T_{j-1}^n}{(\Delta x)^2} + O(\Delta x^2) \quad (49)$$

Análogamente, considerando la variable t se obtiene:

$$\left[\frac{\partial T}{\partial t}\right]_j^n = \frac{T_j^{n+1} - 2T_j^n + T_j^{n-1}}{(\Delta t)^2} + O(\Delta t^2) \quad (50)$$

De esta manera se puede encontrar soluciones a derivadas de orden superior con errores de truncamiento de distinto orden, aunque la mayoría de los fenómenos o procesos que se estudian son solo de segundo orden.

Tabla 13. Aproximaciones de primera, segunda y tercera derivada

Derivada	Aproximación	Error
$\frac{\partial T}{\partial x} \Big _i$	$\frac{T_{i+1} - T_i}{\Delta x}$	$O(\Delta x)$
	$\frac{T_i - T_{i-1}}{\Delta x}$	$O(\Delta x)$
	$\frac{T_{i+1} - T_{i-1}}{2\Delta x}$	$O((\Delta x)^2)$
$\frac{\partial^2 T}{\partial x^2} \Big _i$	$\frac{T_{i+1} - 2T_i + T_{i-1}}{(\Delta x)^2}$	$O((\Delta x)^2)$
	$\frac{-T_{i+2} + 16T_{i+1} - 30T_i + 16T_{i-1} - T_{i-2}}{12(\Delta x)^2}$	$O((\Delta x)^4)$
$\frac{\partial^3 T}{\partial x^3} \Big _i$	$\frac{T_{i+2} - 2T_{i+1} + 2T_{i-1} - T_{i-2}}{2(\Delta x)^3}$	$O((\Delta x)^2)$

2.3.2.2 Método de volúmenes finitos. El programa computacional ANSYS CFX usa este método para poder darle solución a problemas relacionados a la multifísica que en él se ejecuten. El proceso de discretización inicia en el dominio espacial utilizando una malla de elementos triangulares o cuadriláteros, con la finalidad de formar volúmenes finitos de un elemento.

Se denomina método de volúmenes finitos a cualquier método en donde las ecuaciones discretizadas o aproximadas se han obtenido utilizando previamente un balance general de las propiedades en un cierto volumen de control. Las ecuaciones diferenciales que se necesiten resolver se discretizan al integrarlas sobre cada volumen de control formado anteriormente. Se resuelven realizando una discretización de forma integral de las ecuaciones de conservación (masa, momento y energía).

El teorema de la divergencia tiene un rol muy importante. Con su aplicación se logra simplificar las expresiones notablemente, logrando la conservación exacta de propiedades relevantes del flujo en cada una de las celdas. En este punto, las ecuaciones a resolver son de tipo algebraicas, a las que se les da solución mediante un proceso iterativo.

Se tomará la ecuación de la conservación de la masa en régimen permanente para poder ejemplificar este método de discretización. La conservación de la masa en un volumen de control es definida por la siguiente ecuación:

$$\frac{\partial}{\partial x}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v) = 0 \quad (51)$$

Usando el elemento diferencial, se procede con la integración de la ecuación (51) de la siguiente manera:

$$\int_w^e \int_s^n \left[\frac{\partial}{\partial x}(\rho u) + \frac{\partial}{\partial y}(\rho v) \right] dx dy = 0 \quad (52)$$

Esta integración da como resultado:

$$\rho u_e \Delta y - \rho u_w \Delta y + \rho v_n \Delta x - \rho v_s \Delta x = 0 \quad (53)$$

La ecuación (53) es la forma discretizada de la ecuación de la conservación de la masa. Para que esto sea correcto, se debe integrar ecuaciones de conservación que contengan flujos dentro de sus derivadas, es decir, usar la forma compacta de las ecuaciones de conservación.

Otro de los métodos para poder discretizar ecuaciones diferenciales es el Método de residuos ponderados (MWR). Este método no es muy usado en el CFD, pero se puede demostrar que el método de volúmenes finitos, bajo ciertas condiciones, es igual al MWR. El enunciado del método de residuos ponderados es el siguiente:

$$\int_V \mathcal{L}(\phi) \cdot w \cdot dV = 0 \quad (54)$$

Donde, $\mathcal{L}(\phi)$ es la ecuación diferencial parcial y w es la Función peso. Cuando $w = 1$ para el volumen que se está evaluando, el método de residuos ponderados será igual al método de volúmenes finitos. Es decir:

$$Vol. \text{ finitos: } \int_V \mathcal{L}(\phi) \cdot w \cdot dV = 0 \begin{cases} w = 1, & \text{vol. evaluado} \\ w = 0, & \text{vol. no evaluado} \end{cases} \quad (55)$$

La principal ventaja de este método es que la discretización espacial se genera desde el mismo espacio físico del problema, por lo que no se generarán inconvenientes con los sistemas de coordenadas, como suele ocurrir con el método de diferencias finitas. Bajo ciertas condiciones, el método de diferencias finitas es equivalente al de volúmenes finitos.

2.3.3 Modelos multifásicos

En un flujo multifásico se encuentran presentes más de un fluido, con una interfaz nítida a nivel molecular entre estos, debido a que se encuentran mezclados solo a nivel macroscópico. Los conceptos principales para entender los flujos multifásicos son los siguientes:

- Fases: Parte de un sistema que posee propiedades físico - químicas homogéneas a nivel macroscópico y la cual, se encuentra limitada con otra parte a través de una interfaz bien definida. Las diversas fases son denotadas mediante letras griegas tales como α , β , etc.
- Fracción de volumen: Las fases se encuentran presentes dentro de un volumen de control, en el cual cada fase ocupa un espacio de este. Se le denomina fracción de volumen de una fase, denotada de la siguiente manera: r_α , r_β , etc.
- Densidad material: Es el cociente entre la masa que contiene una fase y el volumen ocupado por ésta, como si fuese la única presente en el volumen de control. Se denota mediante ρ_α , ρ_β , etc.
- Densidad efectiva: Es aquella que se encuentra definida por:

$$\tilde{\rho}_\alpha = r_\alpha \times \rho_\alpha \quad (56)$$

- Densidad de la mezcla: Se encuentra definida por la sumatoria de las densidades efectivas:

$$\rho_M = \sum_{\alpha} r_\alpha \times \rho_\alpha \quad (57)$$

Los modelos multifásicos, son aquellos que se utilizan con el fin de predecir el comportamiento y fenomenología de los flujos multifásicos mediante la dinámica de fluidos computacional. En la actualidad, existen dos enfoques destinados al cálculo numérico de este tipo de flujos, los cuales son: el enfoque Euler-Lagrange y el enfoque Euler-Euler.

2.3.3.1 Modelo Euler - Lagrange. Es aquel modelo en el que la fase continua se resuelve mediante las ecuaciones de Navier Stokes y la fase dispersa se resuelve mediante el rastreo de las partículas que fluyen, haciendo de estas en conjunto una fase no euleriana, es decir, una fase modelada por una muestra de partícula por cada grupo con las mismas propiedades. En este caso, las trayectorias de las partículas de la fase dispersa son calculadas en intervalos determinados durante el cálculo de la fase continua.

Este enfoque se utiliza para una situación de trabajo en la cual existe una distribución de tamaño de partículas, lo cual trae consigo diversas velocidades. Además,

permite asignar diferentes propiedades a cada partícula y así obtener información suficiente respecto al comportamiento individual de éstas. Algunas aplicaciones son, por ejemplo: modelado de secadores de pulverización, combustión de carbón y combustible líquido, entre otras.

Las desventajas de los modelos correspondientes a este enfoque consisten básicamente en dos razones:

- Lo caro que fuese, computacionalmente hablando, si existiera un gran número de partículas a rastrear, dado que el análisis de un sistema que posee una alta concentración de partículas en el fluido implica el estudio de la interacción entre ambos; lo cual significaría rastrear a cada una de las tantas partículas presentes.
- La fase continua no es resuelta considerando la fracción volumétrica ocupada por las partículas, por lo que el modelo está restringido a fracciones de volumen de partículas bajas.

En sistemas gas-sólido, este modelo resuelve las ecuaciones newtonianas de movimiento para cada partícula, además de utilizar un modelo de colisión entre éstas, ya que generan energía debido a sus interacciones no ideales. Al ser muchas partículas, y, por ende, muchas ecuaciones, este método se hace complicado para simular lechos fluidizados.

2.3.3.2 Modelo Euleriano - Euleriano. En este modelo se trata a cada una de las fases como matemáticamente continuas e interpenetrantes, entre las cuales existe una interfaz definida, a través de la cual se lleva a cabo la transferencia de energía. En este caso, las ecuaciones de Navier-Stokes son utilizadas para la interacción continua entre las fases, permitiendo de este modo que exista un número reducido de ecuaciones y, por tanto, se ahorre bastante tiempo durante la simulación y solución.

Para el caso en el cual existe gran cantidad de partículas, como por ejemplo en un lecho fluidizado, este modelo es perfecto debido a:

- La interacción entre las partículas es analizada sin excesivo costo computacional, debido a que las partículas se les considera como una fase con un tamaño representativo promedio.
- El acoplamiento entre el fluido y la partícula es tomado en cuenta para la resolución de la problemática.

2.3.4 Modelo Euleriano

Es un modelo multifásico euleriano-euleriano, el cual posee sus propias características, tales como:

- Para cada fase, se resuelve un conjunto de ecuaciones de continuidad y cantidad de movimiento.

- El acoplamiento se evalúa mediante los coeficientes de presión e intercambio entre las fases.
- El acoplamiento depende de la naturaleza de las fases, por ello, en el caso de flujos granulares, este se maneja mediante la aplicación de la teoría cinética.
- La transferencia de momento entre las fases depende del tipo de mezcla que se modela.
- Una sola presión es compartida por todas las fases.

2.3.4.1 Ecuación de fracción de volumen. Debido a que el volumen que una fase ocupa no puede ser ocupado por otra, entonces se cumple que la sumatoria de las fracciones volumétricas de las fases es igual a 1. De esta manera:

$$\sum_{\alpha=1}^{N_P} r_{\alpha} = 1 \quad (58)$$

2.3.4.2 Conservación de la masa para flujos multifásicos. Se basa en la ecuación de la continuidad, en la cual para una fase denotada como q :

Donde \vec{v}_q es la Velocidad de la fase q [m/s], \dot{m}_{pq} y \dot{m}_{qp} son los flujos másicos

$$\frac{\partial}{\partial t}(r_q \rho_q) + \nabla \cdot (r_q \rho_q \vec{v}_q) = S_q + \sum_{p=1}^{N_P} (\dot{m}_{pq} - \dot{m}_{qp}) \quad (59)$$

transferido de la fase p a la fase q y viceversa [kg/s] y S_q es el término fuente de masa (término definido por el usuario).

2.3.4.3 Conservación del momento para flujos multifásicos. El balance de momento para una fase q, se da mediante la siguiente ecuación:

$$\begin{aligned} \frac{\partial}{\partial t}(r_q \rho_q \vec{v}_q) + \nabla \cdot (r_q \rho_q \vec{v}_q \vec{v}_q) = -r_q \nabla p + \nabla \cdot \overline{\overline{\tau}}_q + r_q \rho_q \vec{g} + \\ \sum_{p=1}^{N_P} (\dot{m}_{pq} \vec{v}_{pq} - \dot{m}_{qp} \vec{v}_{qp}) + (\vec{F}_q + \vec{F}_{lift,q} + \vec{F}_{wl,q} + \vec{F}_{vm,q} + \vec{F}_{td,q}) \end{aligned} \quad (60)$$

en la cual,

$$\overline{\overline{\tau}}_q = r_q \mu_q (\nabla \vec{v}_q + \nabla \vec{v}_q^T) \quad (61)$$

Donde \vec{F}_q es la fuerza externa de cuerpo, $\vec{F}_{lift,q}$ es la fuerza de flotación (bouyancy), $\vec{F}_{wl,q}$ es la fuerza de lubricación de la pared, $\vec{F}_{vm,q}$ es la fuerza de masa virtual, $\vec{F}_{td,q}$ es la fuerza de dispersión turbulenta, $\overline{\overline{\tau}}_q$ es el tensor de esfuerzos [Pa], p es

la Presión compartida por todas las fases $[Pa]$ Y \vec{v}_{pq} es la velocidad de la interfaz $[m/s]$. En el caso de la velocidad, se cumple que:

Tabla 14. Condiciones de la velocidad respecto a la transferencia de masa entre fases

Si $\dot{m}_{pq} > 0$	Si $\dot{m}_{pq} < 0$
$\vec{v}_{pq} = \vec{v}_p$	$\vec{v}_{pq} = \vec{v}_q$
Si $\dot{m}_{qp} > 0$	Si $\dot{m}_{qp} > 0$
$\vec{v}_{qp} = \vec{v}_q$	$\vec{v}_{qp} = \vec{v}_p$

La suma de fuerzas interfaciales está dada por los últimos cinco tipos de fuerza y las asociadas a la transferencia de momento mediante flujo másico.

2.3.4.4 Conservación de la energía para flujos multifásicos. Para una fase q , este principio está dado por:

$$\begin{aligned} & \frac{\partial}{\partial t} (r_q \rho_q h_q) + \nabla \cdot (r_q \rho_q \vec{u}_q h_q) \\ & = \nabla \cdot (r_q k_q \nabla T_q) + \sum_{p=1}^{N_p} c_{pq}^{(h)} (T_q - T_p) + \sum_{p=1}^{N_p} (\dot{m}_{pq} h_q - \dot{m}_{qp}) \end{aligned} \quad (62)$$

En la cual, se cumple que:

$$c_{pq}^{(h)} = h_{pq} A_{pq} \quad (63)$$

Donde h es la entalpía $[J]$, k es la conductividad térmica $[W/m.K]$, A_{pq} es la densidad de área interfacial. En esta ecuación existe transferencia de calor debido a la diferencia de temperaturas y a la transferencia de masa.

2.3.4.5 Modelos algebraicos de área interfacial. Un concepto muy importante en los flujos multifásicos es la concentración del área interfacial, la cual se define como el área entre dos fases α y β , por unidad de volumen de la mezcla y se denota mediante $A_{\alpha\beta}$. Su importancia se basa en que mediante esta área se dan las transferencias de momento, masa y energía. Los modelos algebraicos del área interfacial son los presentados en la Tabla 15:

Tabla 15. Modelos algebraicos del área interfacial

Modelo de partículas	
Área interfacial	Asume que una de las fases es continua y otra es dispersa, de tal modo que la segunda fase se resuelve mediante el diámetro medio de una partícula que se asume esférica. De esta manera, se obtiene:
	$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_{\beta}}{d_{\beta}}$
	Donde: α es la fase continua β es la fase dispersa d_{β} es el diámetro medio de la partícula esférica de la fase dispersa
Modelo simétrico	
	Considera a las fases de forma simétrica, es decir, ambas deben ser continuas y no dispersas. Así:
	$A_{\alpha\beta} = \frac{6r_{\beta}(1 - r_{\beta})}{d_{\beta}}$
Modelo de Ishii	
	Se aplica cuando se trabaja el modelo de ebullición.

2.3.4.6 Modelos de transferencia de momento interfacial. La transferencia de momento interfacial ocurre cuando una fuerza de la interfase es aplicada a cada fase presente, a causa de la interacción entre estas. Su valor depende de un coeficiente de intercambio entre fases, el cual al ser el objeto de estudio de la presente tesis un flujo granular, será denotado como k_{ts} entre el fluido y el sólido.

$$K_{sl} = \frac{\alpha_s \rho_s f}{\tau_s} \quad (64)$$

En la ecuación anterior, f se encuentra definida por los diferentes modelos de coeficiente de intercambio y el tiempo de relajación de partículas τ_s .

$$\tau_s = \frac{\rho_s d_s^2}{18\mu_l} \quad (65)$$

Donde d_s es el diámetro de la partícula sólida [m], ρ_s es la densidad de la fase sólida [kg/m^3] y μ_l es la viscosidad dinámica de la fase continua [$Pa \cdot s$]. Es importante saber que el término f se determina en base a una función de arrastre C_D , la cual se expresa mediante el número relativo de Reynolds. En el caso de un lecho fluidizado, C_D toma un papel muy importante, ya que permite el estudio del fenómeno, en el que el lecho fluidiza mediante el arrastre originado por el aire, cuyo flujo sube entre los espacios intersticiales de las partículas del lecho. Existen diversos modelos de la función de arrastre C_D , la cual varía dependiendo del modelo utilizado:

A. Modelo de Syamlal-O'Brien

Considerando una situación en la cual la fluidización está empezando a darse, ocurre que la fuerza de arrastre es igual al peso de las partículas, lo cual se expresa de la siguiente manera:

$$\frac{A_D}{\alpha_g} (v_f - v_s) = (1 - \alpha_g)(\rho_s - \rho_g)g \quad (66)$$

donde,

$$A_D = \frac{3}{4} \times \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g}{d_s} \times C_D |v_f - v_s| \quad (67)$$

Al estar en un estado en el cual las partículas empiezan a fluidizar, la velocidad del fluido de la fase continua es la velocidad de mínima fluidización, mientras que la velocidad de las partículas sólidas es igual a 0. Por lo tanto, las previas ecuaciones pueden reformularse de la siguiente manera:

$$\frac{A_D}{\alpha_g} \times (v_{mf}) = (1 - \alpha_g)(\rho_s - \rho_g)g \quad (68)$$

donde,

$$A_D = \frac{3}{4} \times \frac{\alpha_s \alpha_g \rho_g}{d_s} \times C_D |v_{mf}| \quad (69)$$

lo cual da como resultado:

$$\frac{3}{4} C_D Re_t^2 = Ar \quad (70)$$

donde,

$$Re_{ts} = \frac{d_s \rho_g v_{mf}}{\mu_g} \quad (71)$$

$$Ar = \frac{d_s^3 \rho_g g (\rho_s - \rho_g)}{\mu_g^2} \quad (72)$$

El objetivo de este modelo es llegar a una correcta estimación de C_D para una v_{mf} determinada, de tal forma que se cumpla la ecuación inicial. Se debe tener en cuenta que, para una sola partícula, el balance de momento está dado por:

$$\frac{\pi d_s^2 \rho_g}{4} \frac{C_D}{2} v_{mf}^2 = \frac{\pi d_s^3}{6} (\rho_s - \rho_g)g \quad (73)$$

lo cual resulta en:

$$\frac{3}{4} C_{D_s} Re_{ts}^2 = Ar \quad (74)$$

dándose de esta manera la siguiente igualdad

$$\frac{3}{4} C_D Re_t^2 = \frac{3}{4} C_{D_s} Re_{ts}^2 = Ar \quad (75)$$

$$C_D(Re_t, \alpha_g) = \frac{Re_{ts}^2}{Re_t^2} C_{D_s}(Re_{ts}) \quad (76)$$

En la cual se observa que el C_D de un grupo de partículas depende tanto del número de Reynolds como del vacío fraccional a diferencia del C_{D_s} , el cual depende únicamente del número de Reynolds. Para las posteriores formulaciones resulta conveniente asignarle un valor a la relación entre el número de Reynolds para un conjunto de partículas, y para el de una sola partícula.

$$V_r = \frac{Re_t}{Re_{ts}} \quad (77)$$

de este modo,

$$C_D = \frac{C_{D_s}}{V_r^2} \quad (78)$$

La función de arrastre para una sola partícula utilizada por Syamlal-O'Brien es aquella dada por Dalla Valle:

$$C_{D_s} = \left(0.63 + \frac{4.8}{\sqrt{Re_{ts}}}\right)^2 \quad (79)$$

y la fórmula que eligió de V_r , fue la desarrollada por Garside and Al-Dibouni:

$$\frac{V_r - A}{B - V_r} = 0.06 Re_{ts} \quad (80)$$

en donde, si se sustituyen las fórmulas correspondientes al Re_{ts} , entonces resulta:

$$V_r = 0.5 \left[A - 0.06 Re_t \sqrt{0.0036 Re_t^2 + 0.12 Re_t (2B - A) - A^2} \right] \quad (81)$$

que para $\alpha_g \leq 0.85$

$$A = \alpha_g^{4.14} \quad (82)$$

$$B = 0.8 \alpha_g^{1.28} \quad (83)$$

y para $\alpha_g > 0.85$

$$A = \alpha_g^{4.14} \quad (84)$$

$$B = \alpha_g^{2.65} \quad (85)$$

Los valores de 2.65 y 0.8, siendo c_1 y c_2 respectivamente, guardan la siguiente relación:

$$c_1 = 1.28 + \frac{\log c_2}{\log 0.85} \quad (86)$$

B. Modelo paramétrico de Syamlal-O'Brien

Este nuevo modelo resulta como mejoramiento del modelo previo con el fin de evitar su tendencia de sobreestimación y subestimación respecto a la expansión del lecho en gasificadores de lecho fluidizado. Esto se logra mediante parámetros que son ajustados en base a las propiedades del flujo del fluido, así como de la velocidad de mínima fluidización esperada. Si sustituimos la ecuación 79 en la ecuación 74, entonces resulta:

$$Re_{ts} = \left[\frac{\sqrt{4.8^2 + 2.52 \sqrt{\frac{4Ar}{3}}} - 4.8}{1.26} \right]^2 \quad (87)$$

Ahora, si sustituimos la ecuación (87), la cual denominaremos $f(Ar)$ por su dependencia en tal valor, en la ecuación de Garside and Al-Dibouni; para V_r se obtiene:

$$V_r = \left[\frac{A + 0.06Bf(Ar)}{1 + 0.06f(Ar)} \right] \quad (88)$$

De tal modo, teniendo en cuenta la ecuación (77), el número de Reynolds para un conjunto de partículas resulta ser:

$$Re_t = \left[\frac{A + 0.06Bf(Ar)}{1 + 0.06f(Ar)} \right] \times f(Ar) \quad (89)$$

Y la función de arrastre para un conjunto de partículas, sustituyendo la ecuación (78) en la Ecuación (79), resulta ser:

$$C_D = \left[\frac{0.63}{V_r} + \frac{4.8}{\sqrt{V_r Re_t}} \right]^2 \quad (90)$$

La fórmula determinada para V_r resulta ser la misma que en la ecuación (81), en donde para $\alpha_g \leq 0.85$:

$$A = \alpha_g^{4.14} \quad (91)$$

$$B = c1 \alpha_g^{1.28} \quad (92)$$

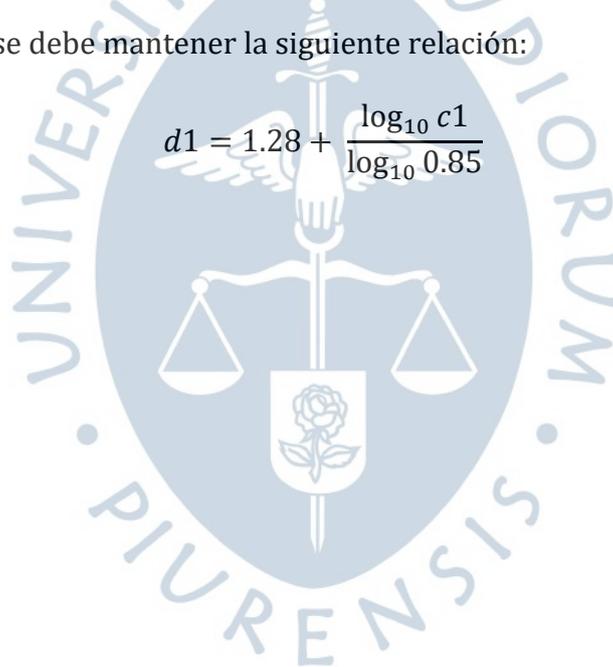
y para $\alpha_g > 0.85$:

$$A = \alpha_g^{4.14} \quad (93)$$

$$B = \alpha_g^{d1} \quad (94)$$

En las cuales se debe mantener la siguiente relación:

$$d1 = 1.28 + \frac{\log_{10} c1}{\log_{10} 0.85} \quad (95)$$





Capítulo 3

Implementación de modelo de fluidización

3.1 Problemática

Para que un gasificador de lecho fluidizado logre elevar sus partículas, estas deben tener una velocidad mayor a la de mínima fluidización, u_{mf} , y dependiendo del tipo de lecho que se desee, se debe incrementar el valor de la velocidad de ingreso del aire. En muchos casos, al no conocerse la u_{mf} , ya que este valor depende de diversos factores inherentes del material de las partículas inertes y de la proporción de vacío y sólido, no se logra regular correctamente la velocidad de entrada del aire, generando así que las partículas no fluidicen y no se pueda realizar un correcto análisis del comportamiento de un lecho fluidizado.

A medida que se evaluaba el comportamiento del lecho del gasificador para obtener un lecho fluidizado sin tendencia turbulenta, se tuvo en cuenta que además de la importancia de la velocidad de mínima fluidización, la geometría de la alimentación de aire es un factor muy influyente en cuanto a la uniformidad de ingreso de flujo de aire, para así permitir una óptima fluidización.

Con la geometría actual del Gasificador UDEP, la trayectoria del flujo de aire iba únicamente por el centro del gasificador, sin distribuirse alrededor de su área transversal; lo cual implicaba que las partículas inertes ubicadas en los bordes de la placa de distribución no tuvieran la misma fluidización que las ubicadas en el centro.

En la presenta tesis se determinará la velocidad de mínima fluidización de las partículas de un lecho de arena bajo determinadas condiciones y se comparará con los resultados experimentales de Zhang. Esto mediante la intersección de las gráficas correspondientes a la caída de presión versus velocidad superficial del aire, tanto del lecho fijo como del lecho fluidizado, generadas a partir de los datos obtenidos de las simulaciones en el ANSYS y procesados por el MATLAB.

Posteriormente con un modelo de fluidización ya validado, se realizarán simulaciones con lechos de dos materiales inertes: la alúmina y la bauxita, con alturas de lecho fijo distintas y sometidos a velocidades de entrada del aire superiores a la de mínima fluidización, para poder analizar la caída de presión, la expansión de su lecho fluidizado y el régimen de fluidización en el que se encuentran.

Como segundo objetivo, ya habiendo realizado la validación, se debe definir un intervalo óptimo de velocidad de operación de entrada del aire para el Gasificador Udep tanto para la alúmina como para la bauxita. El tercer objetivo consiste en hallar una geometría que permita lograr la máxima uniformidad posible del flujo de aire en la alimentación.

3.2 Lecho fijo

Se caracteriza por contener a las partículas cuando están en pleno inicio de movimiento a causa de la entrada del aire, pero sin fluidización. Es decir, el agente fluidizante (aire) posee una velocidad menor a la de mínima fluidización.



Figura 29. Representación del lecho fijo

3.2.1 Dominio computacional

En la figura 30 se muestra el inicio de la creación de la geometría en 3D de una placa con la cual se dará inicio a una ardua investigación con el objetivo de lograr un vasto entendimiento del proceso de fluidización del gasificador de lecho fluidizado burbujeante UDEP. Esta geometría cumplirá el rol de lecho fijo de material inerte, en este caso arena y es realizada de tal manera, con el fin de validar el modelo desarrollado en ANSYS CFX mediante la comparación de los resultados con los obtenidos en la literatura especializada.

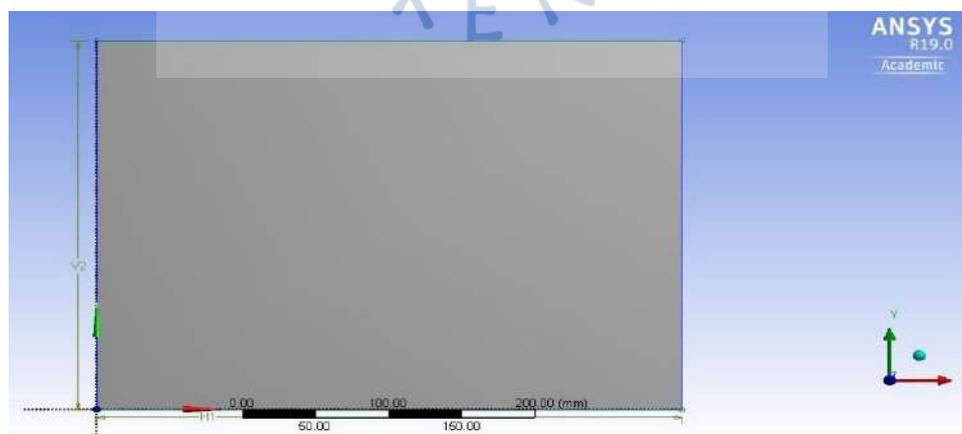


Figura 30. Representación en 3D del lecho fijo de arena

Esta geometría es utilizada para generar el dominio computacional de un “Lecho fijo experimental de sección rectangular” que comprende un subdominio denominado arena, la cual está presente en toda la sección para que el agente fluidizante, en este caso el aire, fluidice a estas partículas de arena, para así encontrar una relación entre la caída de presión del lecho y la velocidad superficial del aire. Este dominio fue creado dentro del entorno de ANSYS TM, mediante la herramienta ANSYS - Design Modeler TM.

A continuación, en la figura 31 se muestran las características geométricas del Dominio Computacional, es decir, largo, ancho y espesor.

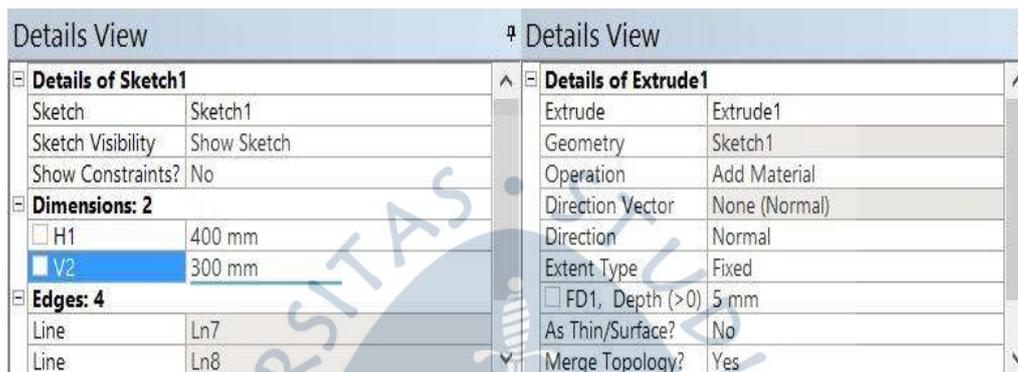


Figura 31. Dimensiones de la placa

El espesor de 0.005 m no presenta relevancia en su geometría, ya que en el posterior análisis no se contempla variación de velocidad en el eje z, sino en el eje y, debido que la parte frontal y posterior de la placa son simétricas.

3.2.2 Discretización del dominio computacional

Ya acondicionado el Dominio Computacional, posteriormente se discretiza en elementos a través de la herramienta ANSYS-Meshing Grid TM, la cual generó 4740 elementos de tipo hexaédricas. En la figura 32, se puede observar el resultado de la discretización del Dominio Computacional denominado como “Lecho Fijo”. En la figura 33, se presentan los detalles del mallado realizado a la placa rectangular.

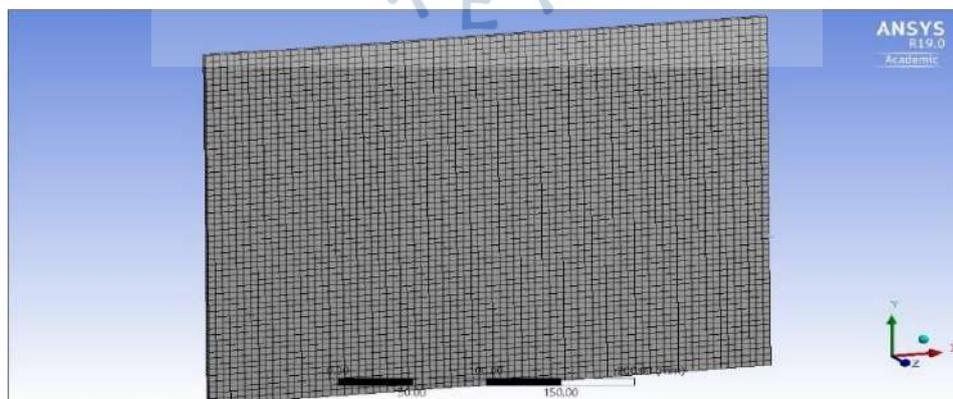


Figura 32. Discretización en volúmenes finitos del dominio computacional - Lecho fijo

Details of "Mesh"	
Solver Preference	CFX
Element Order	Linear
Sizing	
Size Function	Curvature
<input type="checkbox"/> Max Face Size	Default (25.0010 mm)
Mesh Defeaturing	Yes
<input type="checkbox"/> Defeature Size	Default (0.125010 mm)
<input type="checkbox"/> Growth Rate	Default (1.20)
<input type="checkbox"/> Min Size	Default (0.250010 mm)
<input type="checkbox"/> Max Tet Size	Default (50.0030 mm)
<input type="checkbox"/> Curvature Normal An...	Default (18.0 °)
Bounding Box Diagonal	500.030 mm
Average Surface Area	41167 mm ²
Minimum Edge Length	5.0 mm

Figura 33. Detalles del mallado

3.2.3 Acondicionamiento del problema

El acondicionamiento del problema para la simulación del comportamiento fluidodinámico del dominio "Lecho Fijo" fue desarrollado utilizando la herramienta ANSYS CFX-PRETM. De esta manera de acuerdo con el dominio y subdominio, se tomó en consideración el modelo matemático que represente de forma más específica y realista el proceso fluidodinámico. Para ello, se tuvo en cuenta las siguientes consideraciones:

A. Dominio computacional

El fluido de trabajo, el cual entra a la placa, fue aire a 25 °C y una presión de referencia de 1 atm. No se tuvo en cuenta la transferencia de calor y se optó por un modelo laminar, ya que no habrá turbulencia debido a que trabajamos sobre un volumen poroso y la turbulencia pierde sentido.

B. Subdominio "Arena"

Es en donde se encontrará el material inerte (arena), a la espera de empezar a ser fluidizado por el aire, a partir de un lecho fijo.

El modelo utilizado es el de medio poroso, el cual incorpora un término a las ecuaciones de flujo de fluidos, que se basa en las pérdidas viscosas e inerciales; en este caso, en el eje y . Este término se expresa mediante su permeabilidad (α) y el factor inercial C_2 . El término fuente agregado a las ecuaciones estándar se define mediante la ecuación (96).

$$S_y = \left(\frac{u}{\alpha} u_y + C_2 \frac{1}{2} \rho u_y |u|\right) \quad (96)$$

Tabla 16. Configuración de medio poroso

Tab	Configuración	Valor
Basic Settings	Ubicación	Dominio Computacional
	Sources	
	Momentum Source/Porous Loss	Seleccionado
	Loss model	Seleccionado
Sources	Option	Seleccionado
	Isotropic loss	Isotropic loss
	Option	Seleccionado
	Permeability y resistance loss coefficient	Permeability y resistance loss coefficient 2.436231e-10 m ² y 15.374 m ⁻¹

En la tabla 16 se muestran los datos específicos del subdominio poroso, en donde, para modelar las pérdidas de dentro de un medio poroso, se utilizó el modelo isotrópico, en el cual las pérdidas se dan por igual en todas las direcciones. Sin embargo, la de interés es la dirección “y”, y las otras direcciones no van a tener mucha influencia.

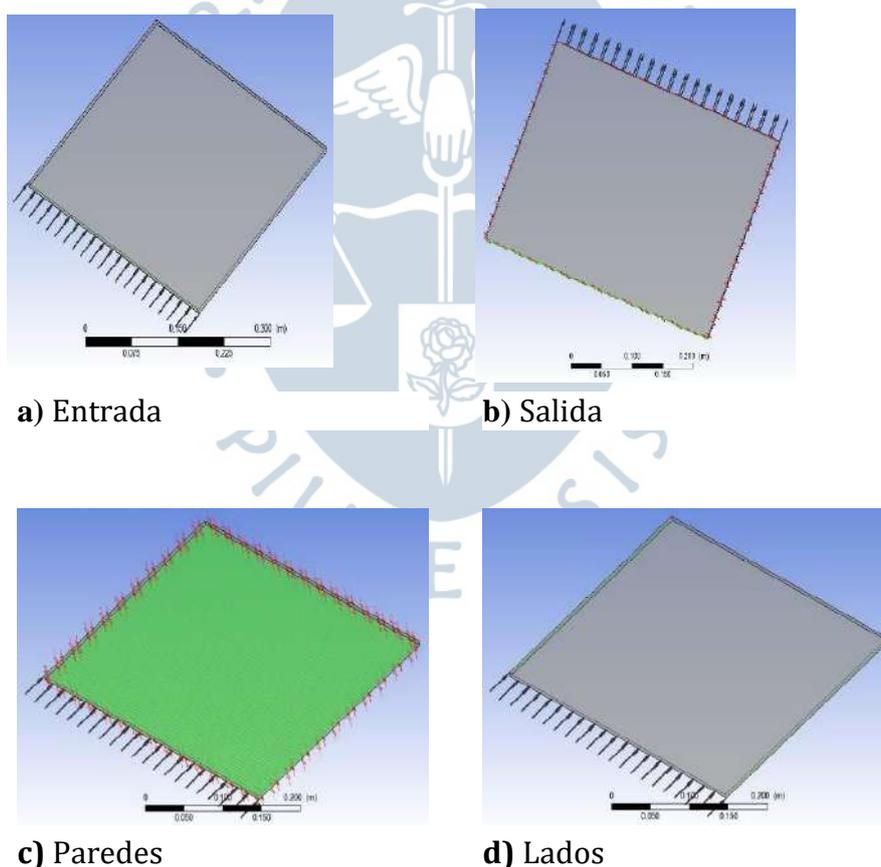


Figura 34. Regiones del dominio computacional

Por otra parte, en la **¡Error! La autoreferencia al marcador no es válida.** se muestran las condiciones de frontera asignadas al dominio computacional con el fin de caracterizar el comportamiento fluidodinámico del “Lecho Fijo”.

Tabla 17. Condiciones de frontera

Región	Condiciones de frontera
Entrada	Fluido: Aire a 25°C con un régimen subsónico y una velocidad de 0.025 m/s.
Salida	El régimen del fluido continúa siendo subsónico y su presión estática posee un valor de 0 kPa, que es el valor de la presión atmosférica.
Paredes	Tipo de frontera: Symmetry.
Lados	Tipo de frontera: Wall. Detalles de la frontera: No deslizante.

3.2.4 Parametrización del problema

La parametrización consistió en ir aumentando el valor numérico de la velocidad de entrada del agente fluidizante para poder graficar la línea con pendiente 1 que resulta de un lecho fijo cuyas partículas están empezando a moverse. Se realizó una parametrización con 10 pruebas cuyos parámetros se presentan en la tabla 18.

Tabla 18. Valores de las pruebas realizadas

Prueba	Velocidad de entrada del aire (m/s)
1	0.01
2	0.025
3	0.05
4	0.1
5	0.15
6	0.2
7	0.2005
8	0.22
9	0.25
10	0.3

3.2.5 Configuración del análisis y del solucionador

El Solver Control fue configurado como se presenta en la figura 35. Para asegurarnos de que llegue a una gran convergencia, se colocó como mínimo de iteraciones el valor de 50 y en el máximo, 1000.

Los valores que se quieren obtener de la simulación deben ser configurados en la sección de "Output Control" en el tab de Monitor. De esta manera se registraron 3 valores: La presión de entrada (P_{entrada}), la de salida (P_{salida}) y la diferencia entre ambas presiones, a la cual se denominó ΔP . En la figura 36, se muestra el valor de expresión de " ΔP ".

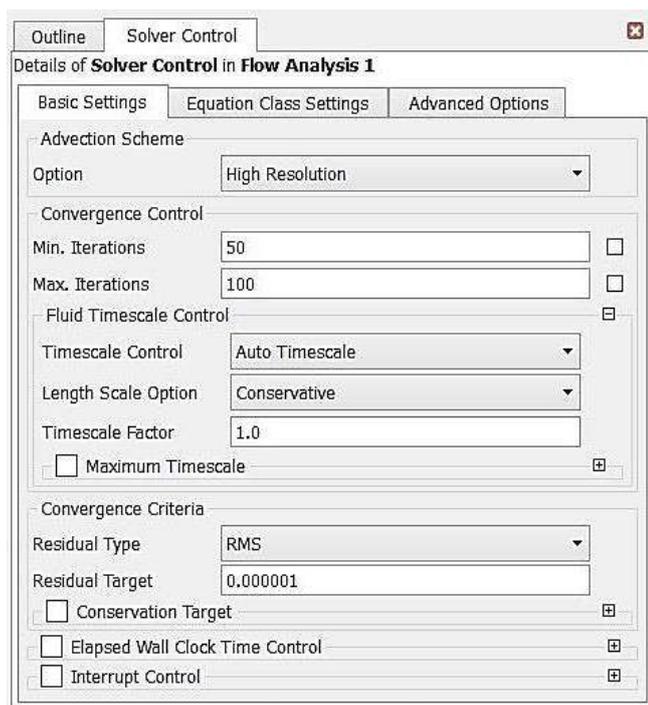


Figura 35. Configuración del solver-control

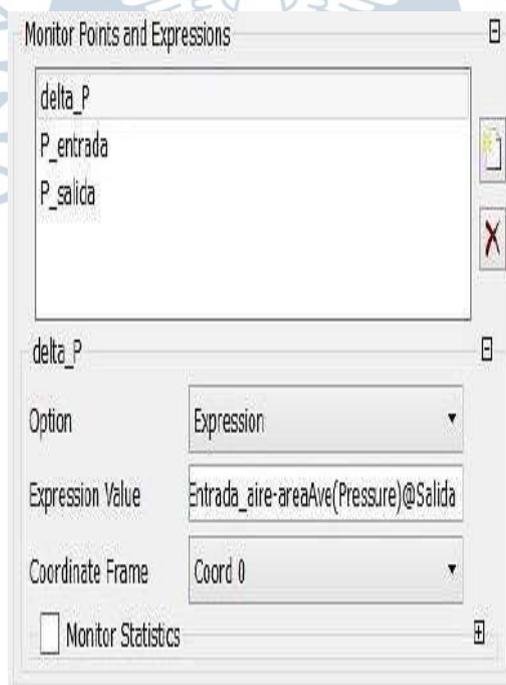


Figura 36. Valor de expresión de la variación de presión en el lecho

3.3 Lecho fluidizado

Es un régimen de flujo en el cual la velocidad del agente fluidizante es igual o mayor a la de mínima fluidización. Esto genera que las partículas de arena sean

suspendidas gracias al aire introducido por la parte inferior, la cual representa al distribuidor, como se observa en la figura 37.



Figura 37. Representación de lecho fluidizado

A medida que el flujo de gas va en aumento, sucede la formación de burbujas en el lecho, las cuales se elevan a lo largo de este e intensifican la mezcla entre las partículas y los gases que estuviesen presentes.

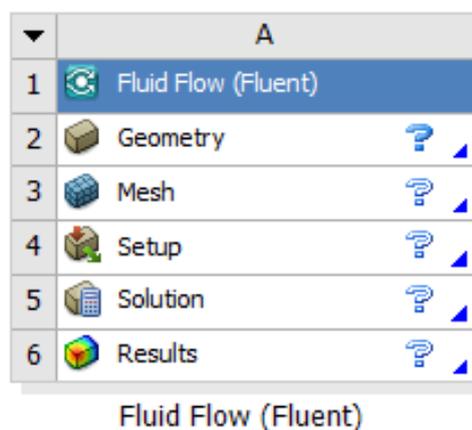


Figura 38. Interfaz Workbench-Fluid Flow (Fluent)

La simulación del lecho fluidizado se lleva a cabo mediante el programa ANSYS Fluent 19, debido a que ofrece modelos de flujos multifásicos que se adaptan a la situación problemática que se desea modelar y resolver, además porque su interfaz es muy dinámica, permitiendo una comprensión rápida de los datos y elementos necesarios para la simulación.

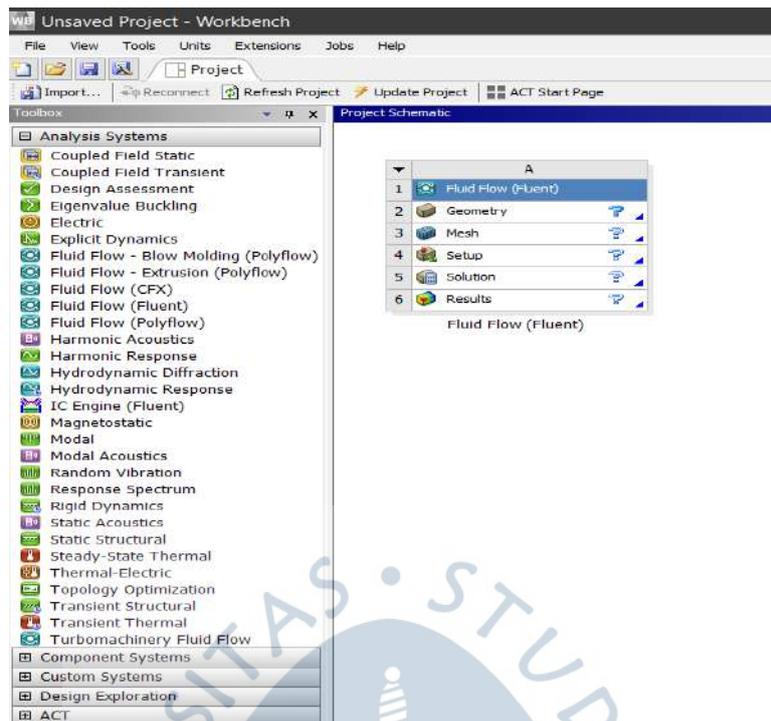


Figura 39. Interfaz Workbench de ANSYS

3.3.1 Dominio computacional

Para la simulación del fenómeno de fluidización del lecho, se utilizó como dominio computacional una geometría en 3D correspondiente a una placa de medidas: 0.76 m de altura, 0.4 m de ancho y 0.005 m de espesor, como se observa en la figura 40. La geometría fue creada mediante la herramienta ANSYS Design ModelerTM.

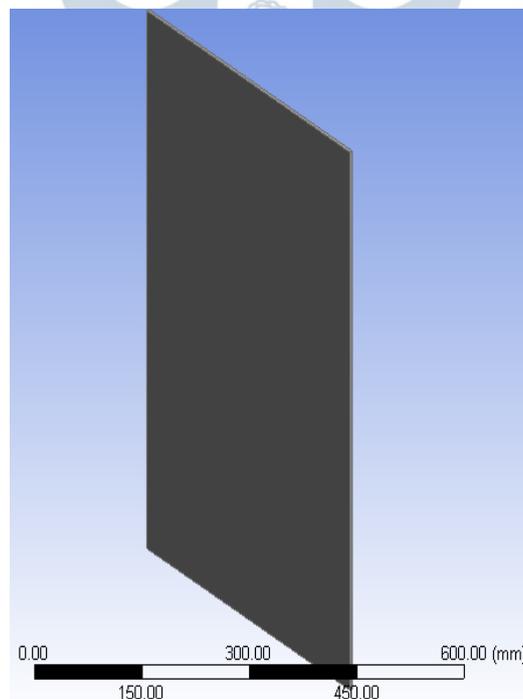


Figura 40. Geometría 3D del dominio computacional del lecho fluidizado

3.3.2 Discretización del dominio computacional

Luego de generado el dominio computacional, se procede a discretizarlo mediante la herramienta ANSYS-Meshing GridTM. En la discretización de este dominio se generaron 12080 elementos de tipo prisma cuadrangular, cada uno con un tamaño de 0.005 m.

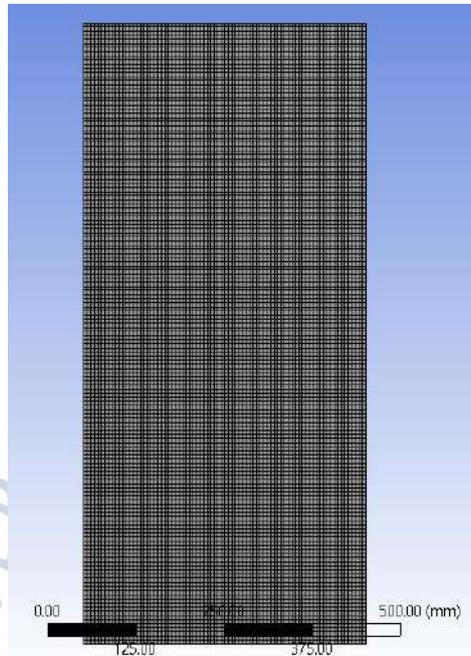


Figura 41. Discretización del dominio computacional del lecho

3.3.3 Acondicionamiento del problema

El acondicionamiento del problema se llevó a cabo mediante la herramienta computacional ANSYS-Fluent, el cual, al iniciarlo, primero se configuró con los parámetros presentados en la figura 42.

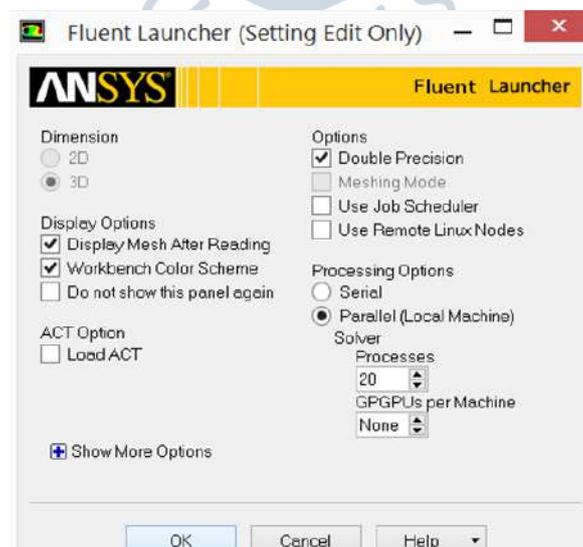


Figura 42. Fluent Launcher del proyecto lecho fluidizado

Tabla 19. Principales propiedades de los fluidos de trabajo

Propiedades	Valor
Diámetro de la partícula de arena	0.0005 m
Densidad de la arena	2650 kg/m ³
Porosidad inicial del lecho	0.423
Densidad del aire	1.225 kg/m ³
Viscosidad del aire	1.789*10 ⁻⁵ P. s
Altura inicial del lecho	0.3 m

Posteriormente estas propiedades fueron utilizadas para definir los materiales: arena y aire, en el Setup - Materials, el cual corresponde a la figura 43.



Figura 43. Setup del ANSYS - Fluent

Luego de creados los materiales, se definen los modelos y valores que serán utilizados para los parámetros de la simulación del problema. En el caso del modelo de arrastre, se requiere una velocidad de mínima fluidización, la cual es hallada posteriormente. Primero se calcula la porosidad de mínima fluidización:

$$\varepsilon_{mf} = 1 - 0.356 \cdot (\log 500 - 1) \quad (97)$$

$$\varepsilon_{mf} = 0.3952 \quad (98)$$

Luego, se obtiene la μ_{mf} a través de la siguiente fórmula:

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_s - \rho_g)g = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} \frac{\mu \mu_{mf}}{(d_m)^2} + 1.75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) \rho_g \mu_{mf}^2}{\varepsilon_{mf}^3 d_m} \quad (99)$$

$$\begin{aligned}
& (1 - 0.3952)(2650 - 1.225) \times 9.81 \\
& = 150 \frac{(1 - 0.3952)^2 1.789 * 10^{-5} \mu_{mf}}{0.3952^3 (0.0005)^2} \\
& + 1.75 \frac{(1 - 0.3952) 1.225 \mu_{mf}^2}{0.3952^3 0.0005}
\end{aligned} \tag{100}$$

$$\mu_{mf} = 0.216 \text{ m/s} \tag{101}$$

Ya calculada la velocidad de mínima fluidización, se tienen entonces todos los datos necesarios para la simulación. Estos son descritos en la tabla 20 y configurados en el Setup - Models.

Tabla 20. Principales parámetros para la simulación de lechos fluidizados

Parámetro	Modelo/Valor
Turbulencia	Laminar
Flujos multifásicos	Modelo euleriano
Viscosidad granular	Gidaspow
Temperatura granular	Algebraica
Presión de sólido	Lun-et-al
Distribución radial	Lun-et-al
Límite de empaquetamiento	0.63
Coefficiente de restitución	0.9
Arrastre interfacial	Syamlal O'Brien-para
Área interfacial	Modelo de partículas

Una vez establecidos los modelos, se procede a definir las condiciones de frontera pertenecientes al dominio creado para así empezar a colocarlas en la configuración del programa, específicamente en el Setup - Boundary Conditions. En la tabla 21 se presentan las regiones con sus respectivas condiciones de frontera.

Con el fin de definir la condición inicial del lecho fluidizado, que es el lecho fijo con una altura de 0.3 m y una fracción volumétrica de 0.577 de arena, se limita una región en los 3 ejes: x, y, z mediante la herramienta *Region* para luego realizar un *Patch*, es decir, realizar un relleno con la fase sólida en una proporción fija.

Tabla 21. Condiciones de contorno asignadas al dominio

Región	Condiciones de contorno
Entrada	-Fluido: aire -Velocidad de la fase gaseosa: se irá regulando entre 0.18 - 0.32 m/s. -Velocidad de la fase sólida: 0 m/s. -Temperatura granular: 0.0001 (por defecto)
Salida	-Presión relativa: 0 Pa.
Paredes	-Se refiere a los lados de la placa. -No deslizantes.
Simetría	-Se refiere a la zona frontal y la zona de atrás de la placa. -No posee propiedades.

3.3.4 Parametrización del problema

En este caso la parametrización consistió en ir aumentando el valor numérico de la velocidad de entrada del agente fluidizante, el aire. El objetivo de este procedimiento es analizar el comportamiento del lecho a medida que la velocidad superficial incrementa y registrar de esta manera una línea que describa la caída de presión dentro del lecho versus la velocidad de entrada del lecho fluidizado. La variación de la velocidad se realizó desde un valor de 0.18 m/s hasta 0.32 m/s, generando un total de 9 pruebas que se muestran en la tabla 22.

Tabla 22. Valores numéricos utilizados en la parametrización

Prueba	Velocidad de entrada [m/s]
1	0.18
2	0.2
3	0.22
4	0.24
5	0.26
6	0.27
7	0.28
8	0.3
9	0.32

3.3.5 Configuración del análisis y del solucionador

Antes de empezar la simulación se determinaron parámetros del solver para así, además de lograr una convergencia más rápida y mayor precisión en los resultados, definir hasta qué tiempo físico la simulación debe detenerse. Estos valores son descritos en la tabla 23.

Tabla 23. Parámetros del solver de ANSYS-Fluent del lecho fluidizado

Parámetros del Solver	Valor
Tamaño de paso de tiempo	0.001
Número de pasos de tiempo	4000
Cantidad máxima de iteraciones	30

Finalmente, se inicia la simulación mediante el “*Calculate*” en el “*Run calculation*” del cuadro de trabajo del ANSYS-Fluent y después de simulaciones de aproximadamente 4 horas por prueba, se obtienen los resultados.

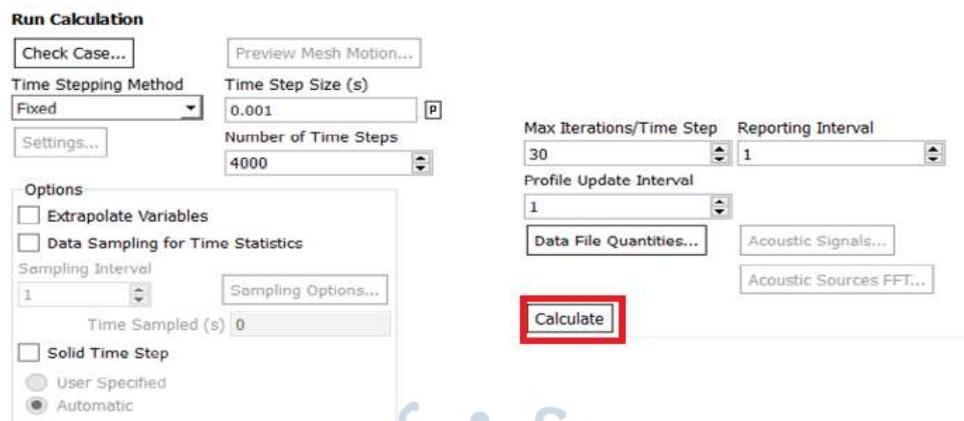


Figura 44. Solver del ANSYS-Fluent

3.4 Modelo de fluidización del gasificador UDEP

Al tener ya un modelo validado, se procedió a trabajar con las dimensiones del gasificador UDEP y con dos tipos distintos de material inerte: la alúmina y la bauxita. Este proceso se logró mediante la realización de etapas en común, como lo son, la geometría, el mallado, el *Setup* del *Fluent Launcher*, las condiciones de contorno y la configuración del solver, así como de pasos diferentes originados por los materiales: la configuración de los fluidos de trabajo, el cálculo de la velocidad de mínima fluidización y la parametrización.

En primer lugar, serán descritos los procedimientos en común que poseen las simulaciones realizadas y después se especificarán los parámetros utilizados para cada material. Se empezó por la realización de una geometría 3D y el posterior mallado, como se observa en la figura 45.

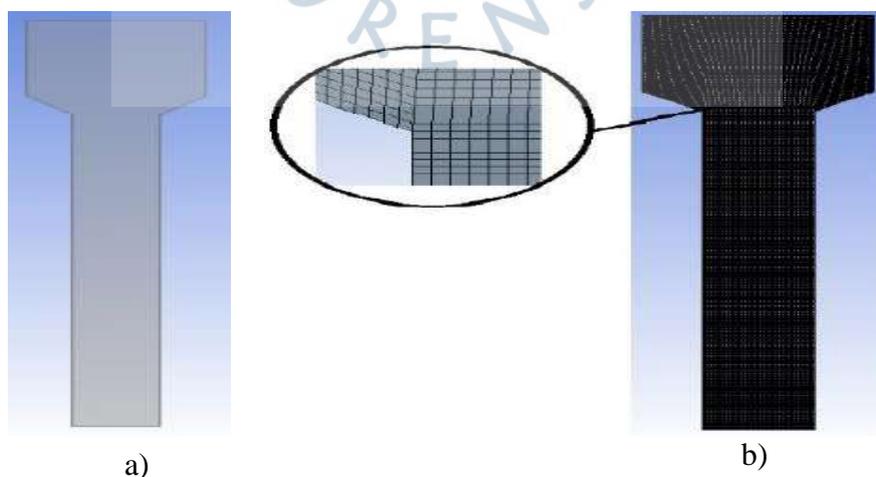


Figura 45. a) Geometría gasificador UDEP; b) Mallado gasificador

Los detalles de discretización y las dimensiones de la geometría 3D son presentados en las figuras 46 y 47 respectivamente.

Physics Preference	CFD
Solver Preference	Fluent
Export Format	Standard
Export Preview Surfa...	No
Element Order	Linear
Sizing	
Size Function	Uniform
<input type="checkbox"/> Max Face Size	4.0 mm
Mesh Defeaturing	Yes
<input type="checkbox"/> Defeature Size	4. mm
<input type="checkbox"/> Growth Rate	Default (1.10)
<input type="checkbox"/> Max Tet Size	Default (8.0 mm)
Bounding Box Diago...	2200.40 mm
Average Surface Area	1.2168e+005 mm ²
Minimum Edge Leng...	4.0 mm
Quality	
Inflation	
Assembly Meshing	
Advanced	
Statistics	
<input type="checkbox"/> Nodes	70258
<input type="checkbox"/> Elements	34489

Figura 46. Detalles del mallado

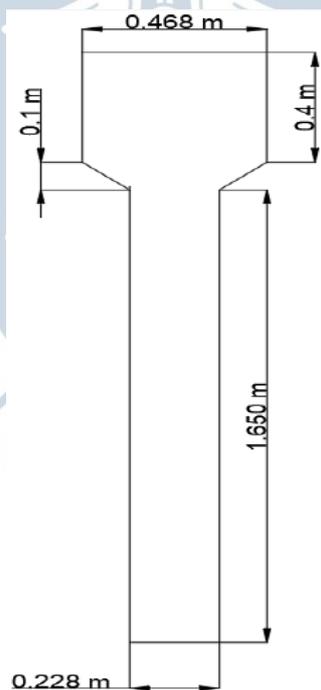


Figura 47. Dimensiones del gasificador UDEP

Luego, se acondicionó el nuevo problema usando ANSYS-Fluent, empezando por el Fluent Launcher de las computadoras utilizadas: una de 20 núcleos, 2.6 GHz de frecuencia y 128 Gb de RAM que fue configurada para ser trabajada con 40 procesadores lógicos en paralelo; y la otra de 28 núcleos, 2 GHz de frecuencia y 128 Gb de RAM, que fue también configurada para ser trabajada con 56 procesadores lógicos en paralelo; lo cual permitió que las simulaciones fueran realizadas en pares de forma simultánea.

Tabla 24. Condiciones de contorno modelo de fluidización

Región	Condiciones de contorno
Entrada	-Fluido: aire a una temperatura del lecho de 800°C -Velocidad de la fase sólida: 0 m/s. -Temperatura granular: 0.0001 (por defecto)
Salida	-Presión relativa: 0 Pa.
Lados	-Se refiere a los lados de la placa. -No deslizantes.
Simetría	-Se refiere a la zona frontal y la zona de atrás de la placa. -No posee propiedades.

Por último, se determinaron los parámetros del solver que permitieron obtener mejores resultados de estabilidad y convergencia, así como, mejor visualización de los contornos de fracción volumétrica. Estos parámetros fueron los presentados en la tabla 25.

Tabla 25. Parámetros del solver modelo de fluidización

Parámetros del Solver	Alúmina	Bauxita
Tamaño de paso de tiempo	0.0005	0.00025
Número de pasos de tiempo	8000	16000
Cantidad máxima de iteraciones	30	30
Criterio de convergencia	RMS (10^{-4})	RMS (10^{-4})

3.4.1 Alúmina

Para este material inerte, las propiedades de los fluidos de trabajo para las simulaciones fueron las que se presentan en la tabla 26.

Tabla 26. Principales propiedades para la simulación del Gasificador Udep

Propiedades	Valor
Diámetro de la partícula de alúmina	0.0005 m
Densidad de la alúmina	1760 kg/m ³
Esfericidad	0.8
Porosidad inicial del lecho	0.4
Densidad del aire a la temperatura del lecho de 800°C	0.3289 kg/m ³
Viscosidad dinámica del aire a la temperatura del lecho de 800°C	4.362*10 ⁻⁵ P. s
Alturas iniciales del lecho	0.2 m; 0.4m

Una vez definidos los materiales, se calculó con las fórmulas previamente utilizadas, la velocidad de mínima fluidización, para insertarla en el modelo de arrastre de Syamlal-O'Brien (ver Figura 48).

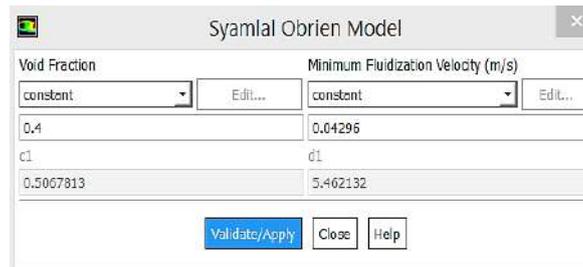


Figura 48. Modelo de arrastre de Syamlal O'Brien

En este caso, las alturas del lecho fueron realizadas con una fracción volumétrica de 0.6 de alúmina, las cuales fueron limitadas en los 3 ejes por los valores presentados en la figura 49 mediante la herramienta Región del programa ANSYS-Fluent.

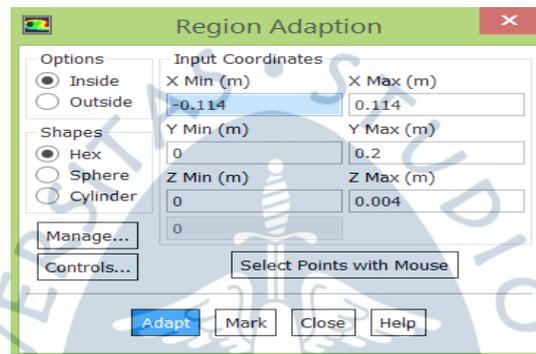


Figura 49. Configuración de las alturas del lecho

La parametrización de la simulación consistió en la elección de 2 alturas de lecho fijo, para las cuales, se aumentó la velocidad de entrada del agente fluidizante desde un valor cercano al de mínima fluidización hasta un valor lejano. Esto se realizó con el fin de observar la expansión del lecho, además de conocer las diferencias de la caída de presión con el aumento tanto de la altura como de la velocidad de entrada. Las pruebas realizadas fueron las presentadas en la tabla 27:

Tabla 27. Valores ingresados en el paramétrico

Prueba	Altura [m]	Velocidad de entrada [m/s]	
1	0.2	0.1	0.5
		0.2	0.75
		0.3	1
2	0.4	0.1	0.5
		0.2	0.75
		0.3	1

3.4.2 Bauxita

Con este material, las propiedades de los fluidos utilizadas en las simulaciones fueron las siguientes (ver tabla 28):

Tabla 28. Propiedades del fluidos

Propiedades	Valor
Diámetro de la partícula de bauxita	0.0008 m
Densidad de la bauxita	2960 kg/m ³
Esfericidad	0.596
Porosidad inicial del lecho	0.4
Densidad del aire a la temperatura del lecho de 800°C	0.3289 kg/m ³
Viscosidad dinámica del aire a la temperatura del lecho de 800°C	4.362*10 ⁻⁵ P. s
Alturas iniciales del lecho	0.2 m; 0.4m y 0.6 m

La velocidad de mínima fluidización fue determinada de la misma manera que el anterior caso y resultó de un valor de 0.19 m/s, el cual fue insertado en el modelo de arrastre como se observa en la figura. Con la bauxita también se realizó una parametrización caracterizada por el aumento de la velocidad de entrada para una altura de lecho fijo de 0.2m, la cual se definió con un patch con fracción volumétrica de 0.6 de partículas sólidas. En la tabla 29 se muestran los valores de parametrización utilizados en la simulación.

Tabla 29. Valores de parametrización (Bauxita)

Prueba	Altura [m]	Velocidad de entrada [m/s]
1	0.2	0.3
		0.5
		0.75
		1
		1.25
		1.5

3.5 Sistema de alimentación de aire

Como posibles soluciones ante la problemática de uniformidad del flujo de aire en la alimentación, se plantearon alternativas para la geometría de la entrada, que fueron mejorando conforme se generaban ideas tras los resultados de las simulaciones. La primera consistió en el ensanchamiento del ducto de alimentación previo a la entrada del gasificador (ver figura 50), la segunda, en el aumento del área transversal del ducto posterior a la conexión del ventilador (ver figura 51) y la tercera, en la implementación de canales direccionales localizados al final de la alimentación (ver figura 52).

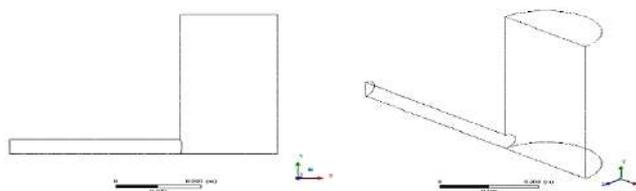


Figura 50. Sistema de alimentación - Caso 1

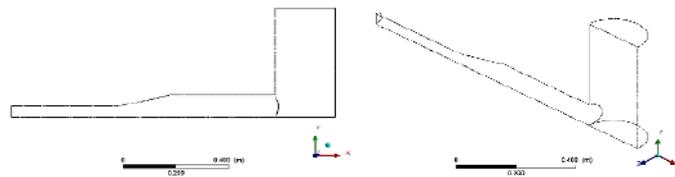


Figura 51. Sistema de alimentación - Caso 2

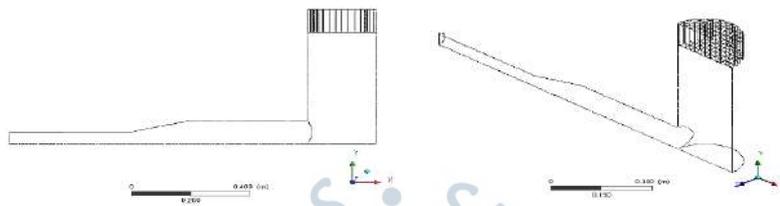


Figura 52. Sistema de alimentación - Caso 3

En los siguientes apartados se verá la configuración de las simulaciones del caso 3, presentado en la figura 52, ya que esta contiene las modificaciones realizadas en los anteriores casos. Es por esto que, describiendo la configuración de la geometría 3, indirectamente se explica la configuración usada en las geometrías anteriores.

3.5.1 Dominio computacional

En la figura 53 se muestra la geometría generada en el DesignModeler de ANSYS. Como se observa, las simulaciones se hicieron utilizando una mitad del alimentador, con el fin de reducir a la mitad los tiempos de trabajo computacional. Para esto se usó la herramienta *Symmetry* para aprovechar la Simetría que existe del elemento con respecto al *eje Y*.

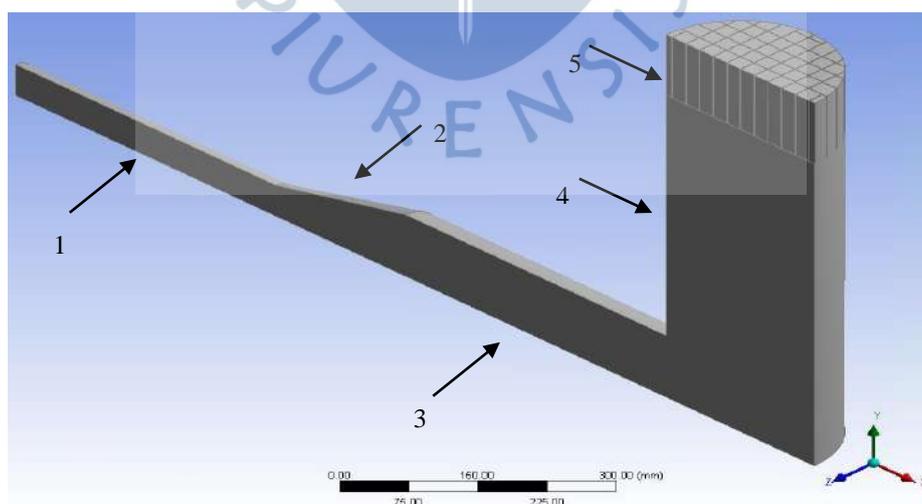


Figura 53. Geometría del sistema de alimentación

El componente 1 de la figura 53 es un ducto de 2 in de diámetro y 400 mm de largo, seguido de una reducción excéntrica, de 200mm de largo, colocada de manera

inversa (componente 2) para aumentar el área transversal a 4 in de diámetro. Le sigue una tubería de 4 in de diámetro y 400 mm de largo (componente 3) hasta llegar al cuerpo del alimentador (componente 4). El cuerpo es de 228 mm de diámetro y 500 mm de alto. En la parte superior se encuentran los canales directores (componente 5), conformador por una malla con una altura de 100 mm, canales de 20 mm × 20 mm y espesor de 1 mm.

3.5.2 Discretización del dominio computacional

Luego de haber creado el dominio computacional, de debe discretizar usando la herramienta ANSYS-Meshing Grid™. Se hicieron dos mallados diferentes (figura 55 y figura 56), uno con tamaño predeterminado para simular el comportamiento del aire a lo largo del alimentador, y el otro para simular específicamente el comportamiento de la capa límite en las paredes. En total se generaron 3'900,708 elementos con 1'226,772 nodos.

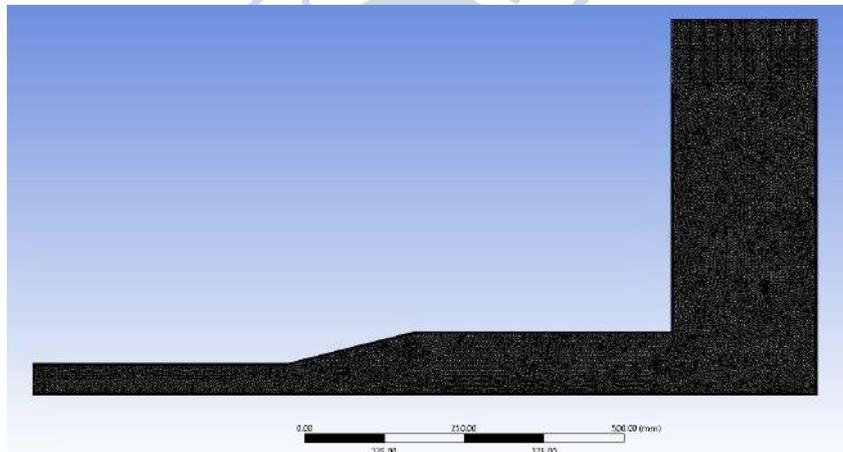


Figura 54. Mallado del sistema de alimentación

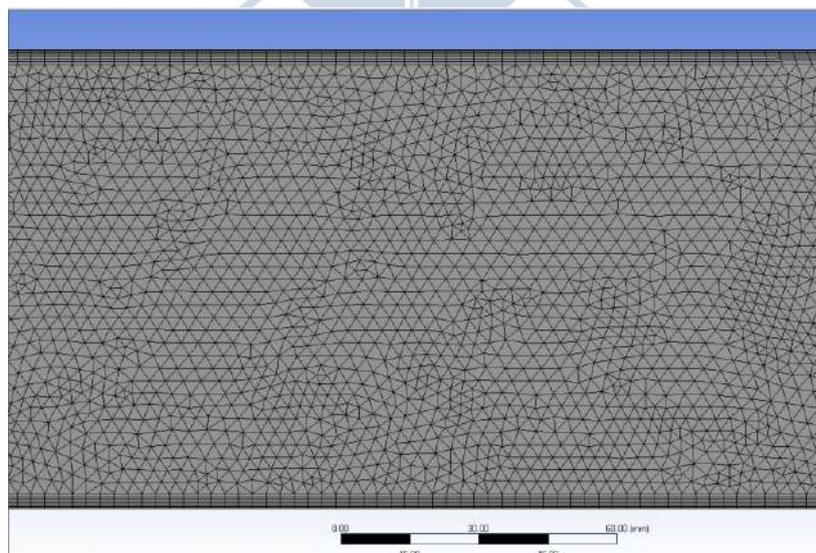


Figura 55. Elementos del mallado por defecto

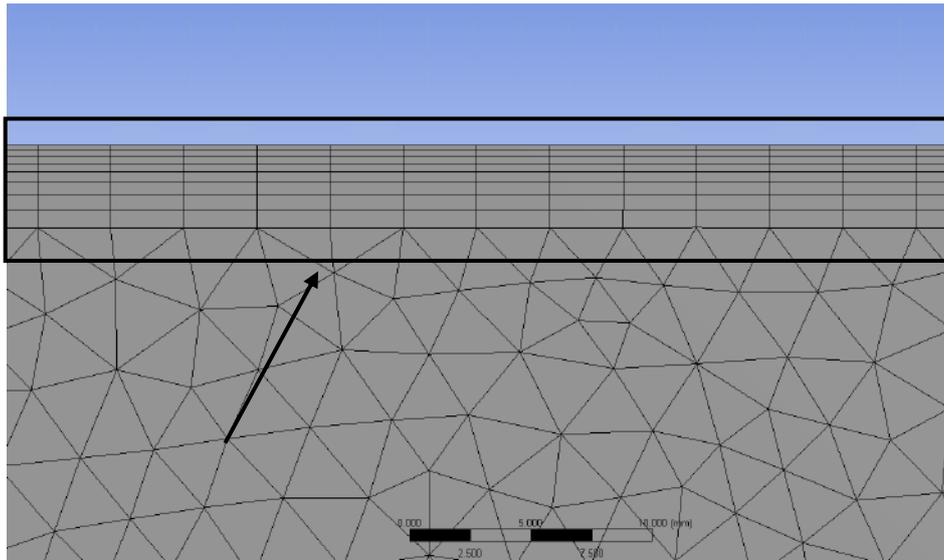


Figura 56. Elementos del mallado para simular capa límite

Para lograr el mallado usado en los bordes y hacer una buena simulación de la capa límite se usó la herramienta Inflation, cuyos valores de configuración se muestran en la figura 57 y figura 58.

Details of "Inflation" - Inflation	
Scope	
Scoping Method	Geometry Selection
Geometry	1 Body
Definition	
Suppressed	No
Boundary Scoping Method	Geometry Selection
Boundary	5 Faces
Inflation Option	First Layer Thickness
<input type="checkbox"/> First Layer Height	0.2 mm
<input type="checkbox"/> Maximum Layers	8
<input type="checkbox"/> Growth Rate	1.2
Inflation Algorithm	Pre

Figura 57. Configuración para el mallado "Inflation"

Details of "Inflation 2" - Inflation	
Scope	
Scoping Method	Geometry Selection
Geometry	1 Body
Definition	
Suppressed	No
Boundary Scoping Method	Geometry Selection
Boundary	188 Faces
Inflation Option	First Layer Thickness
<input type="checkbox"/> First Layer Height	0.1 mm
<input type="checkbox"/> Maximum Layers	12
<input type="checkbox"/> Growth Rate	1.2
Inflation Algorithm	Pre

Figura 58. Configuración para el mallado "Inflation 2"

3.5.3 Acondicionamiento del problema

El acondicionamiento de las simulaciones para el sistema de alimentación se realizó con la herramienta ANSYS - CFX. Los parámetros para ejecutar el "CFX - Solver" son los mostrados en las figuras 59 y 60.

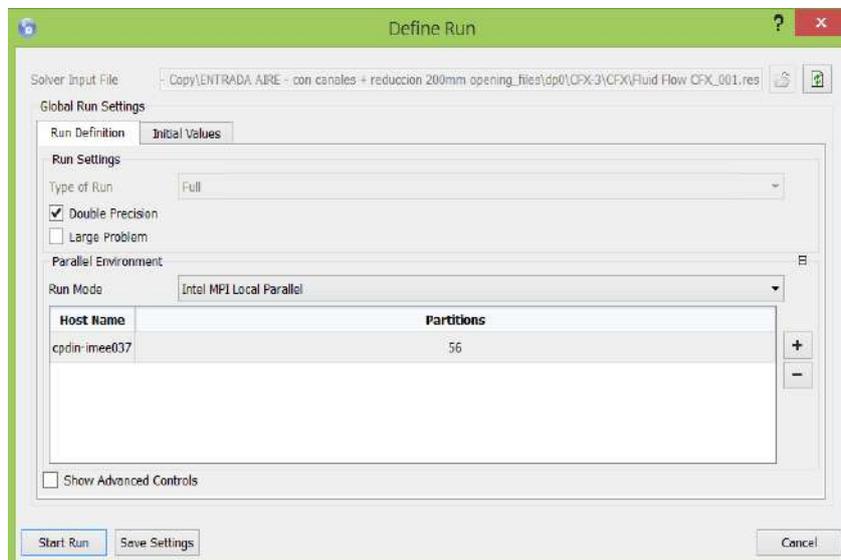


Figura 59. Configuración de la ventana "Define Run" (Run)



Figura 60. Configuración de la ventana "Define Run" (Initial Value)

Al igual que las anteriores configuraciones, se usó una computadora de 28 núcleos, 2 GHz de frecuencia y 128 Gb de RAM. Se trabajó con 56 procesadores lógicos en paralelo, con el fin de obtener resultados en menor tiempo.

El fluido de trabajo para el caso del sistema de alimentación fue aire a 25°C comportándose como un gas ideal y un sistema isotérmico. Las principales características se muestran en la tabla 30.

Tabla 30. Características del agente fluidizante (aire)

Propiedades	Valor
Material	Aire gas ideal
Temperatura	25°C
Presión de referencia	1 atm

Una vez las propiedades del fluido con el que se va a simular hayan sido establecidas, se procede a definir las fronteras con sus respectivas condiciones y/o

propiedades. Las regiones creadas se pueden visualizar en la figura 61, y las características de cada una se encuentran en la tabla 31.

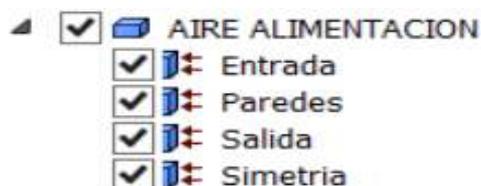


Figura 61. Regiones del sistema de alimentación

Tabla 31. Configuraciones de las regiones del Sistema de Alimentación

Región	Condiciones de contorno
Entrada	Tipo de frontera: Inlet Fluido: Aire Flujo másico de entrada: se irá regulando entre 5g/s – 40g/s Dirección del flujo: Normal a la superficie Tipo de régimen: Subsónico
Salida	Tipo de frontera: Opening Presión relativa: 0 Pa Tipo de régimen: Subsónico
Paredes	Tipo de frontera: Wall Característica: superficie no deslizante
Simetría	Tipo de frontera: Symmetry

3.5.4 Configuración del análisis del solucionador

Los parámetros del Solver son todos aquellos valores que nos permitirán determinar si se ha llegado o no a una solución válida del problema. Estos parámetros definen el tamaño del paso, la cantidad de iteraciones mínimas, las iteraciones máximas, y el criterio de convergencia para que la simulación pueda detenerse. Estos parámetros pueden visualizarse la tabla 32:

Tabla 32. Parámetros del solucionador

Parámetros	Valores de referencia
Tipo de solucionador	High Resolution
Número mínimo de iteraciones	30
Número máximo de iteraciones	600
Tipo de convergencia	RMS (root mean square)
Valor mínimo de convergencia	10^{-4}

3.5.5 Parametrización del problema

La parametrización en el sistema de alimentación consiste en aumentar de manera progresiva el flujo másico de entrada del aire. Esta variación se realizará con el fin de ver el comportamiento de la velocidad promedio en la salida de la alimentación,

para de esta manera encontrar el flujo de entrada necesario para la asegurar la velocidad de mínima fluidización en la salida.

Esta variación se realizó entre los valores de 5g/s como mínimo y 40g/s como máximo, teniendo un total de 14 puntos de análisis, en donde la prueba 0 está definida como el Current Point. Los valores de flujos máscicos están distribuidos de la siguiente manera (ver tabla 33):

Tabla 33. Valores de parametrización del sistema de alimentación

Prueba	Flujo máscico de entrada [g/s]
0	5
1	6
2	7
3	8
4	9
5	10
6	12
7	14
8	16
9	18
10	20
11	25
12	30
13	35
14	40



Capítulo 4

Resultados

En este capítulo se llevará a cabo la validación del modelo de fluidización utilizado, así como el análisis de los resultados de la simulación realizada mediante el seguimiento de los pasos del capítulo anterior. De esta manera, el comportamiento del lecho será discutido para así encontrar parámetros, gráficos y figuras que definan características propias del lecho en su estado fijo y fluidizado.

4.1 Validación de modelo de fluidización

Los resultados cuantitativos de ambos tipos de lecho respecto al diagrama de caída de presión versus velocidad superficial del aire se presentaron para luego ser comparados con información experimental reportada por Zhang *et al.* (2011).

Como se observa en la figura 62, mientras la zona del lecho presenta una pendiente que corresponde a una caída de presión creciente debido al aumento de fracción de vacío entre las partículas; en la zona del lecho fluidizado, hay una línea con pendiente de aproximadamente cero a causa de la flexibilidad de la interfase, la cual impide que existan caídas de presión radicales.

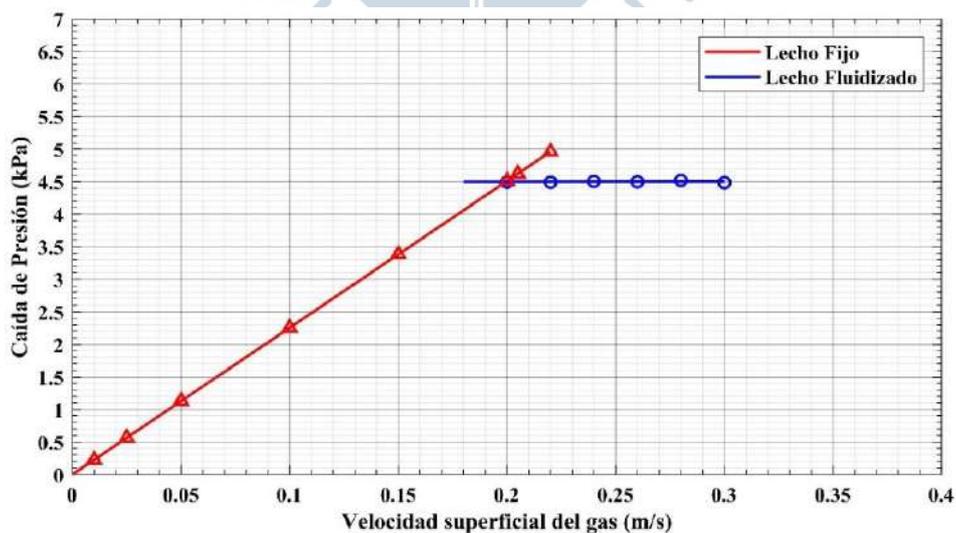


Figura 62. Gráfica de ΔP vs μ_0 en lecho de arena y aire

La velocidad de mínima fluidización se encuentra mediante la intersección de la línea de lecho fijo y la de lecho fluidizado, en el diagrama de ΔP vs μ_0 . En este caso dicho valor se presenta en la tabla 34.

Tabla 34. Velocidad y presión en el estado de mínima fluidización

Velocidad de mínima fluidización	Caída de presión
0.1995 m/s	4497.5 Pa

Los valores de la Tabla 34 fueron contrastados con valores experimentales como se mencionó previamente, con el fin de calcular el error y determinar si el modelo de fluidización puede ser validado para después ser utilizado con el Gasificador UDEP. Esta comparación se realizó mediante la figura 63 y la tabla 35; donde se observa que los errores relativos demuestran que el modelo es óptimo para poder representar la fenomenología de un lecho fluidizado, ya que son menores al 5%.

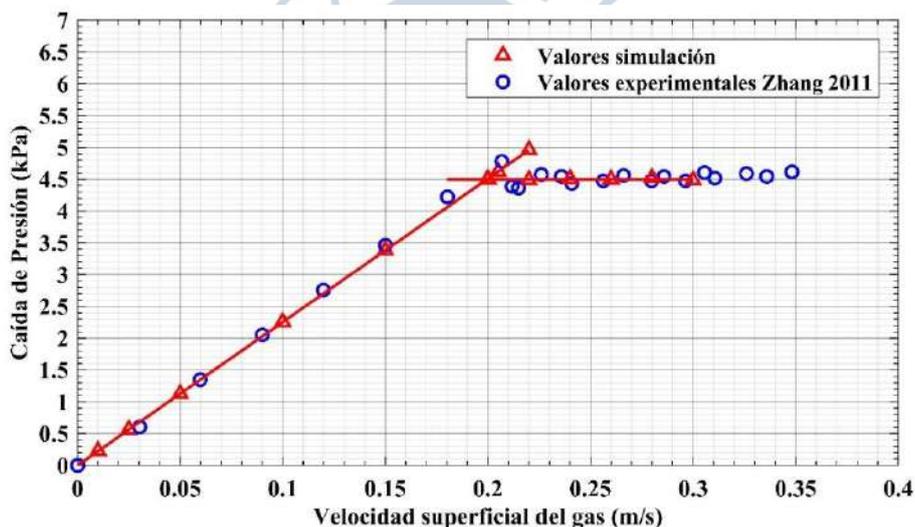


Figura 63. Comparación gráfica ΔP vs μ_0 - Datos experimentales / Simulación propia

Tabla 35. Comparación de valores obtenidos de forma experimental y por simulación

	Experimental	Fluent	Error (%)
Velocidad de mínima fluidización (m/s)	0.207	0.1995	3.6382
ΔP de lecho fluidizado (Pa)	4530	4497.5	0.7174

Gracias a la herramienta de post - procesamiento de ANSYS-Fluent, se pudo realizar también un análisis cualitativo de los diferentes regímenes de un lecho fluidizado hasta llegar a ser burbujeante, el cual es el caso particular del Gasificador Udep, mediante diagramas de contorno de fracción volumétrica. En los contornos de las tablas 36, 37 y 38 se puede ver la transferencia de masa, así como la formación de

burbujas, las cuales en un régimen fluidizado no son completamente limpias, o sea totalmente compuestas por aire. A medida que la velocidad aumenta, las burbujas tienden a ser completamente azules, dando lugar a un régimen fluidizado burbujeante.

Tabla 36. Contornos de fracción volumétrica del lecho fluidizado en Fluent

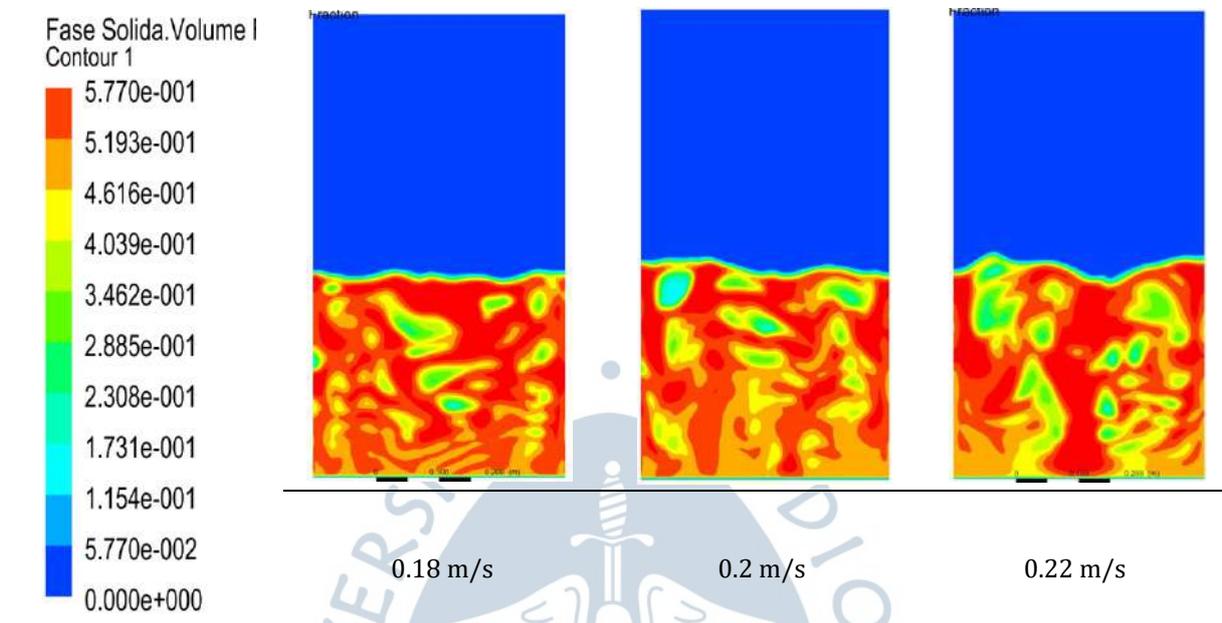


Tabla 37. Contornos de fracción volumétrica del lecho fluidizado en Fluent

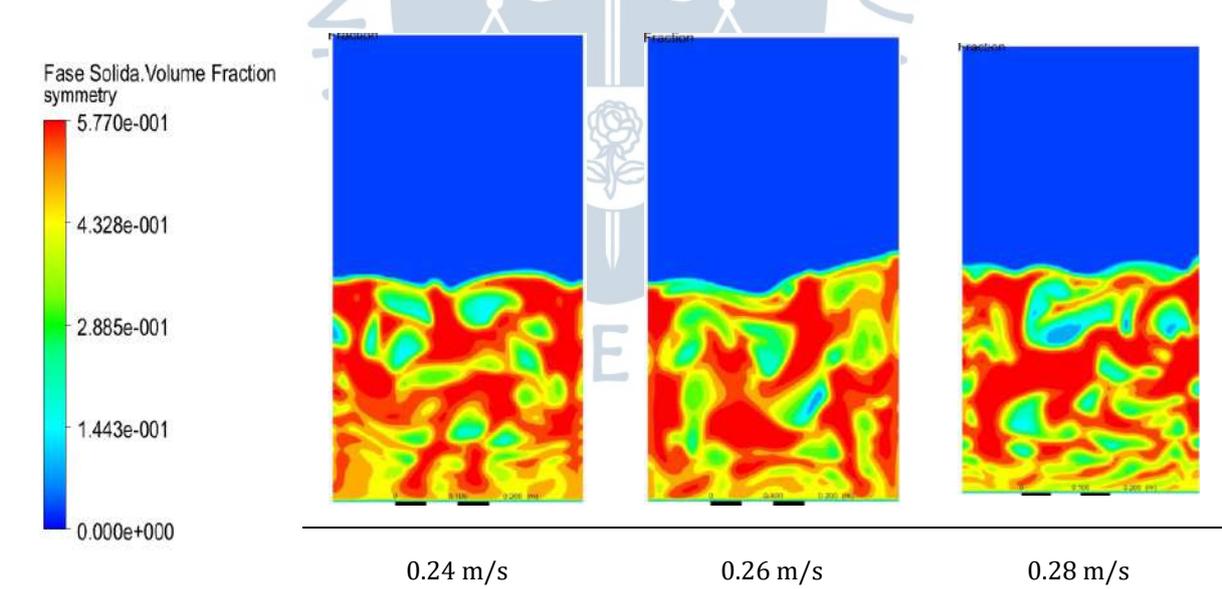
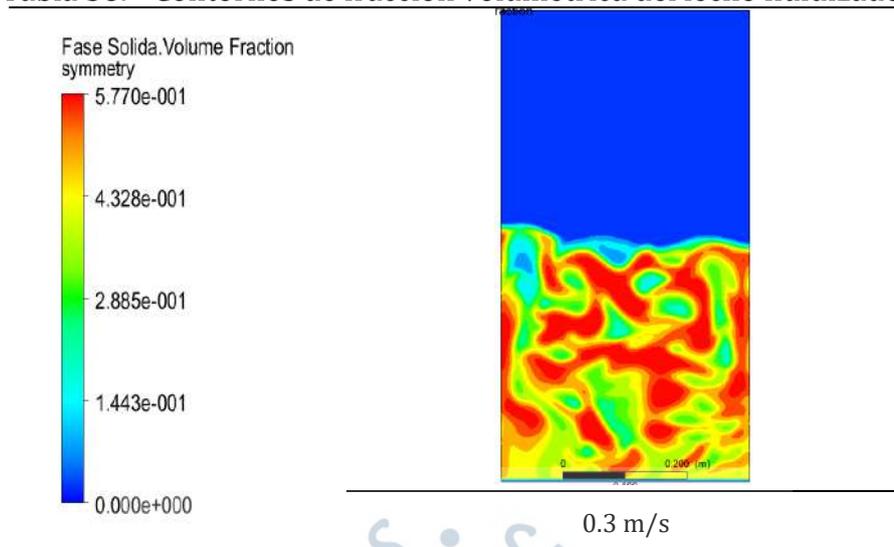


Tabla 38. Contornos de fracción volumétrica del lecho fluidizado en Fluent



Se llevó a cabo también una comparación entre los contornos obtenidos en la simulación y fotos experimentales presentadas en la figura 64. Ambas coinciden en el aumento de movimiento de las partículas del lecho a medida que la velocidad superficial del gas aumenta; sin embargo, no se posee información respecto a la velocidad del aire a la cual se encontraba sometido el lecho y tampoco el tiempo en el cual se tomaron las fotografías, por lo cual no se puede realizar una comparación exacta con los contornos presentados, ya que corresponden a los últimos instantes de tiempo de la simulación.



Figura 64. Fotos de la fluidización experimental del lecho arena-aire
Fuente: Zhang y Colab (2011)

4.2 Resultados obtenidos del modelo del Gasificador Udep

Para cada material inerte, se realizaron las respectivas simulaciones, en las cuales cada velocidad dio como resultado una gráfica de caída de presión en los 4 primeros segundos de la fluidización (ver figura 65).

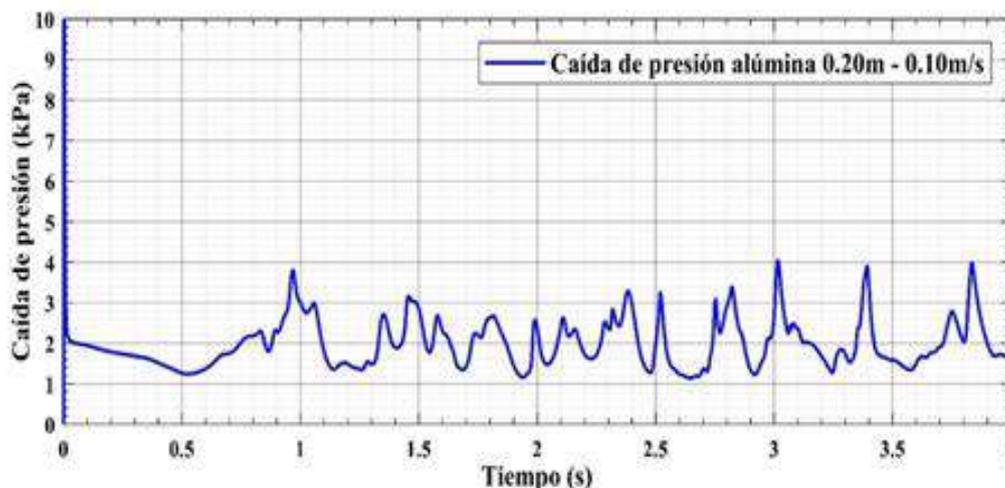


Figura 65. Caída de presión para alúmina con altura de lecho fijo $h = 0.2\text{ m}$ y $V_{in} = 0.10\text{ m/s}$

Existen ecuaciones que tratan de aproximar el tiempo de establecimiento en el fenómeno de fluidización, en donde este depende únicamente de la altura del lecho fijo y de la velocidad de entrada del gas, de manera directa e indirecta respectivamente, por lo que es fácil deducir que será mayor cuando el lecho sea más alto y la velocidad sea menor. Se eligió el tiempo de establecimiento mayor ($t = 2\text{ s}$) de manera visual, perteneciente a una altura de lecho fijo de 0.4 m y velocidad 0.1 m/s , ya que de esta manera se asegura que se pueda usar para todas las simulaciones.

Por otro lado, se obtuvieron las alturas promedio del lecho fluidizado con los datos resultantes de 5 instantes de tiempo, mediante contornos creados con una condición definida de fracción volumétrica. Las alturas obtenidas de cada velocidad en los instantes de tiempo simulados fueron registradas en tablas, al igual que las alturas promedio para cada una de las velocidades de entrada.

Por último, se realizó un ajuste lineal por el método de mínimos cuadrados a los datos obtenidos de altura promedio, ya que al ver las imágenes se pudo notar que la altura del lecho fluidizado presenta una tendencia lineal ($y = mx + b$) creciente, es decir, $m > 0$, generando de este modo, la ecuación de una recta.

4.2.1 Alúmina

4.2.1.1 Altura de lecho fijo de 0.2m. Las primeras simulaciones que se realizaron con este material corresponden a una altura de lecho fijo igual a 0.2 m , con la cual se obtuvo una caída de presión promedio constante de 2.043 kPa . Este valor de presión resultó de los valores presentados en la tabla 39, con los cuales también se realizó una gráfica de caída de presión versus velocidad superficial del gas (ver figura 66).

Tabla 39. Caída de presión a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h = 0.2m$).

Velocidad superficial del gas (m/s)	Caída de presión (kPa)
0.10	2.061
0.20	2.048
0.30	2.039
0.50	2.033
0.75	2.047
1.00	2.031

Como se observa en la figura 66, pese al aumento de la velocidad en la entrada del gasificador, la caída de presión permaneció constante. Para obtener las altura promedio del lecho fluidizado con las 6 velocidades, se creó contornos con una fracción volumétrica de 0.01 de partículas sólidas.

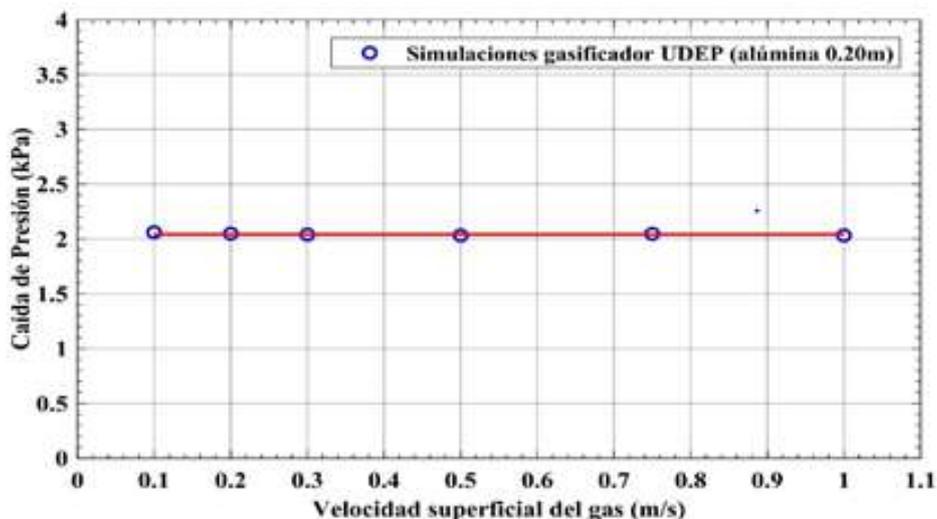


Figura 66. Caída de presión simulaciones de alúmina (lecho fijo $h = 0.2m$) vs velocidad superficial del gas.

Los resultados de cada velocidad en los instantes de tiempo simulados se pueden observar en la tabla Tabla 40, además, los contornos de las alturas correspondientes a $t = 3 s$, son presentados en la figura 67.

Tabla 40. Alturas promedio del lecho fluidizado para diferentes velocidades superficiales en 5 instantes de tiempo (altura de lecho fijo de $h = 0.2m$)

Velocidad superficial del gas = 0.10 m/s		Velocidad superficial del gas = 0.20 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.275	2.0	0.314
2.5	0.274	2.5	0.324
3.0	0.277	3.0	0.321
3.5	0.277	3.5	0.313
4.0	0.276	4.0	0.318
Velocidad superficial del gas = 0.30 m/s		Velocidad superficial del gas = 0.50 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.369	2.0	0.479
2.5	0.374	2.5	0.465
3.0	0.365	3.0	0.434
3.5	0.383	3.5	0.476
4.0	0.355	4.0	0.444
Velocidad superficial del gas = 0.75 m/s		Velocidad superficial del gas = 1.00 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.604	2.0	0.613
2.5	0.538	2.5	0.661
3.0	0.543	3.0	0.707
3.5	0.574	3.5	0.719
4.0	0.583	4.0	0.699

De acuerdo a la figura 67, los contornos evidencian una altura de lecho expandido proporcional a la velocidad de entrada del aire. En el contorno correspondiente a una velocidad de 0.75 m/s, se puede notar la presencia de pequeñas burbujas ya que el aumento de velocidad da lugar a un régimen burbujeante y posteriormente a uno turbulento. Esto se verá a mayor detalle en los contornos de fracción volumétrica. Con los datos mostrados en la Tabla 40 se obtuvieron valores de la altura del lecho fluidizado promedio para cada velocidad del gas simulada. Estos promedios están plasmados en la Tabla 41, con los cuales se llevó a cabo una gráfica de altura del lecho versus velocidad superficial del gas, que se observa en la figura 68.

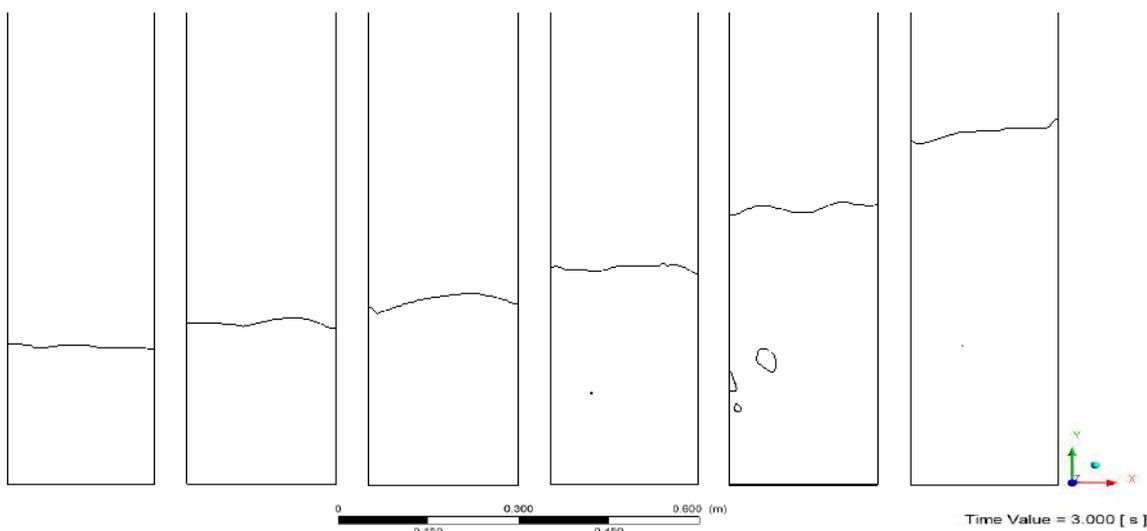


Figura 67. De izquierda a derecha. Altura del lecho fluidizado ($v_f = 0.01$) para un lecho fijo de alúmina $h = 0.2\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 3\text{s}$

Tabla 41. Altura promedio del lecho fluidizado (alúmina con altura de lecho fijo $h=0.2\text{m}$) a diferentes velocidades superficiales del gas.

Velocidad superficial del gas (m/s)	Altura promedio del lecho fluidizado (m)
0.10	0.276
0.20	0.321
0.30	0.367
0.50	0.454
0.75	0.573
1.00	0.679

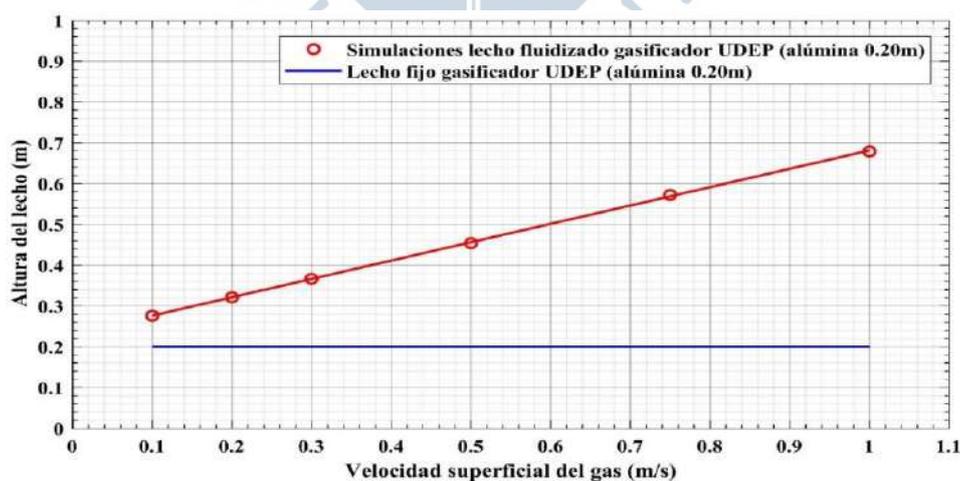


Figura 68. Altura del lecho fluidizado promedio a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h = 0.2\text{m}$)

Después realizado el ajuste lineal por el método de mínimos cuadrados, se obtuvo la siguiente ecuación:

$$y = 0.5x + 0.23 \quad (102)$$

En donde:

$y = \text{altura del lecho [m]}$

$x = \text{velocidad superficial del gas [m/s]}$

Los contornos de fracción volumétrica que se obtuvieron como resultado de la simulación para $t = 3 \text{ s}$, son los presentados en la figura 69. En los contornos presentados se puede ver que el lecho fluidiza uniformemente para una velocidad superior a la μ_{mf} de 0.1 m/s. Sin embargo, cuando esta va más allá de $3\mu_{mf}$, se empieza a notar la formación de burbujas en el lecho y a medida que se aumenta la velocidad del gas, las burbujas poseen un mayor tamaño, hasta llegar a un régimen turbulento, en el cual no existe un contorno superior límite de partículas bien definido.

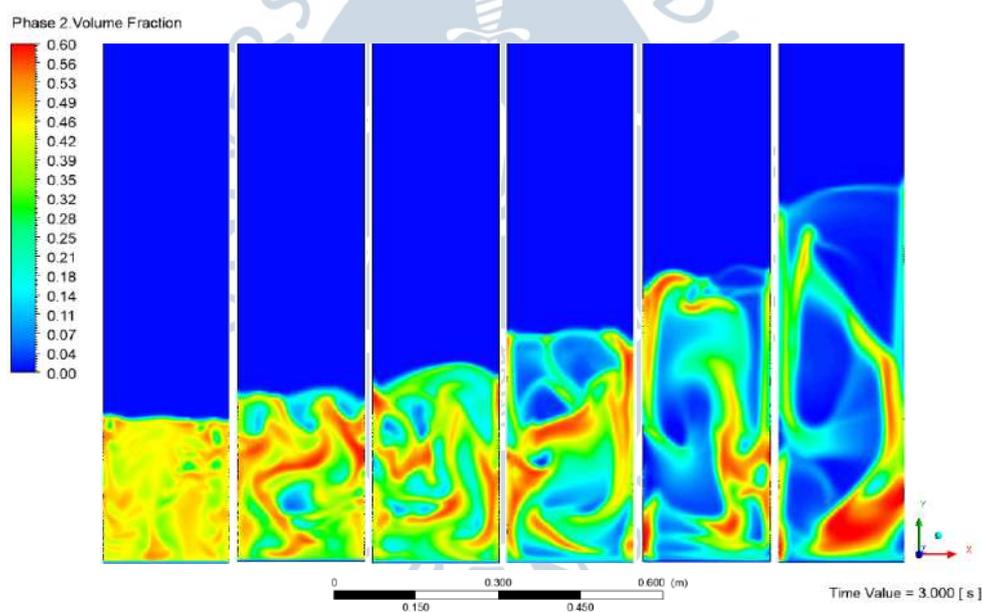


Figura 69. De izquierda a derecha. Facción volumétrica para un lecho fijo de alúmina de $h = 0.2 \text{ m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 3 \text{ s}$

Basándonos en el comportamiento del lecho a diferentes velocidades, se recomienda no utilizar velocidades superiores a 0.75 m/s, ya que dan lugar a un régimen turbulento. Esto también se puede apreciar en la figura 70, en donde se muestra que el rango de dispersión, de las alturas promedio del lecho fluidizado, tiende a crecer mientras se aumenta la velocidad de entrada del agente fluidizante. Además, en la gráfica presentada en la figura 71 se puede visualizar la variación de las alturas del lecho a lo largo del tiempo para cada una de las velocidades superficiales del gas simuladas.

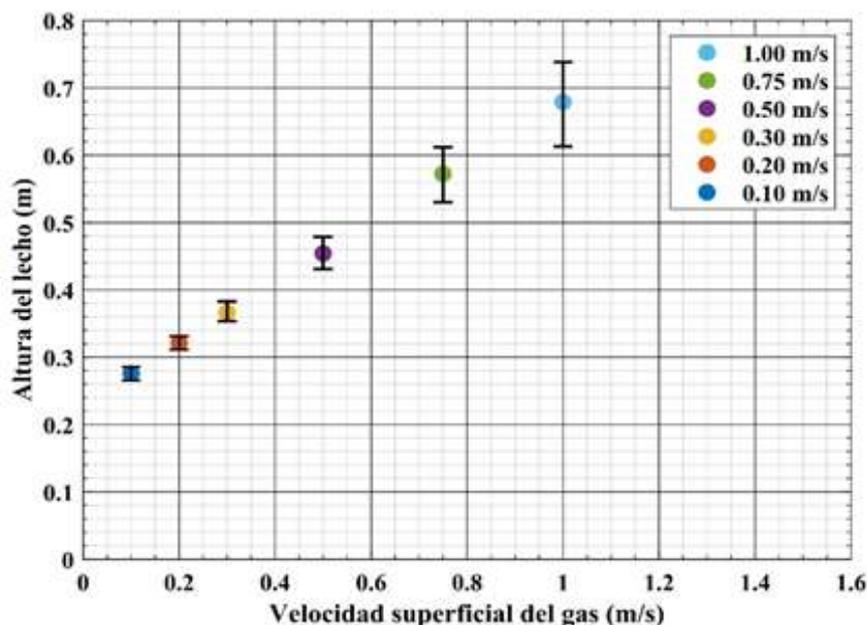


Figura 70. Altura promedio del lecho fluidizado y dispersión de valores vs Velocidad superficial del gas (altura de lecho fijo de $h = 0.2m$)

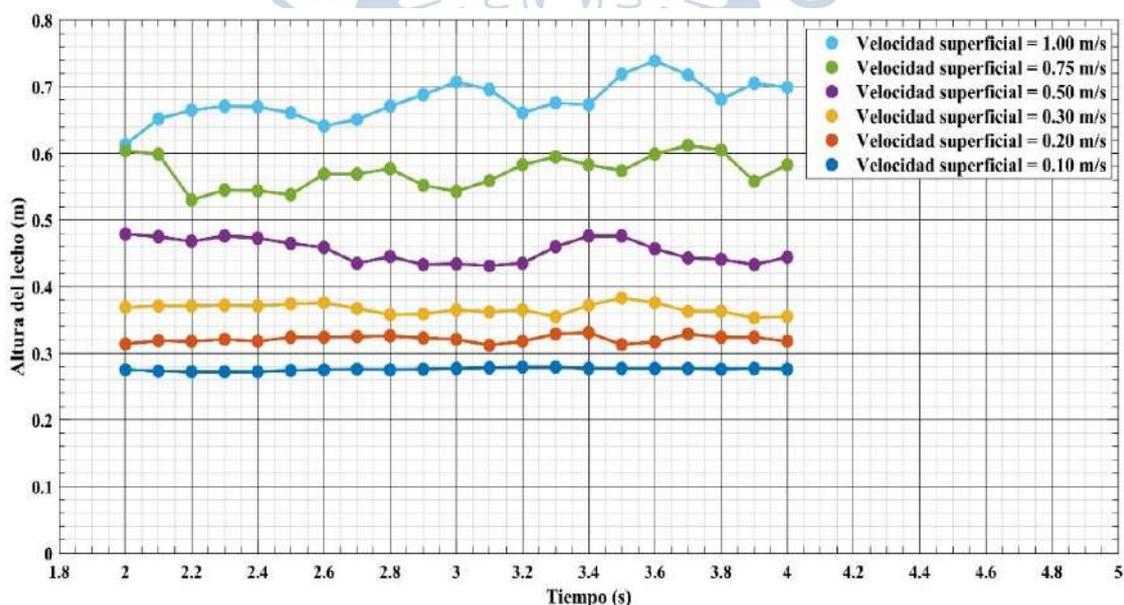


Figura 71. Altura del lecho en $2 \leq t \leq 4$ para diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de $h = 0.2m$)

4.2.1.2 Altura de lecho fijo de 0.4m. Para una altura de $0.4m$, se obtuvieron los datos presentados en la tabla 42, dando lugar a una caída de presión promedio constante de 4.058 kPa . Con estos valores, se realizó la gráfica de la figura 72.

Tabla 42. Caída de presión a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h=0.4\text{m}$)

Velocidad superficial del gas (m/s)	Caída de presión (kPa)
0.10	4.113
0.20	4.088
0.30	4.068
0.50	4.035
0.75	3.994
1.00	4.049

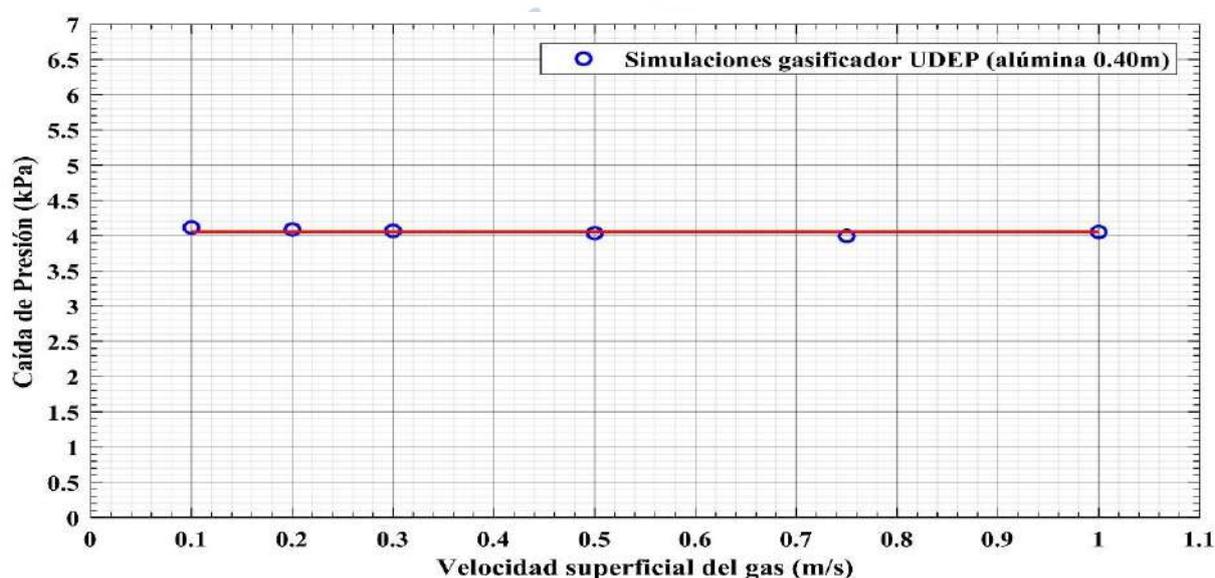


Figura 72. Caída de presión simulaciones de alúmina (lecho fijo $h=0.4\text{m}$) vs velocidad superficial del gas

En el valor de 4.058 kPa se refleja el aumento de altura de lecho fijo de partículas de alúmina, puesto que la presión promedio constante ha duplicado su valor respecto al del lecho fijo de 0.2 m de partículas.

Las alturas promedio correspondientes a las 6 velocidades de entrada, fueron obtenidas mediante la realización de contornos con una fracción volumétrica de 0.01 de partículas de alúmina. Para el caso de la velocidad 0.75 m/s y 1 m/s, se consideró la condición de fracción volumétrica igual a 0.001 de alúmina, para una mayor facilidad de interpretación de resultados.

Estos valores se pueden observar en la tabla 43, y los contornos de las alturas correspondientes al instante de $t = 3.5\text{s}$ son presentados en la figura 73.

Tabla 43. Alturas promedio del lecho fluidizado para diferentes velocidades superficiales en 5 instantes de tiempo (altura de lecho fijo de Al_2O_3 $h=0.4\text{m}$)

Velocidad superficial del gas = 0.10 m/s		Velocidad superficial del gas = 0.20 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.525	2.0	0.592
2.5	0.523	2.5	0.590
3.0	0.524	3.0	0.613
3.5	0.527	3.5	0.623
4.0	0.531	4.0	0.600
Velocidad superficial del gas = 0.30 m/s		Velocidad superficial del gas = 0.50 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.648	2.0	0.787
2.5	0.647	2.5	0.838
3.0	0.641	3.0	0.821
3.5	0.683	3.5	0.838
4.0	0.670	4.0	0.815
Velocidad superficial del gas = 0.75 m/s		Velocidad superficial del gas = 1.00 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	1.025	2.0	1.177
2.5	1.068	2.5	1.233
3.0	1.095	3.0	1.228
3.5	1.012	3.5	1.249
4.0	1.086	4.0	1.259

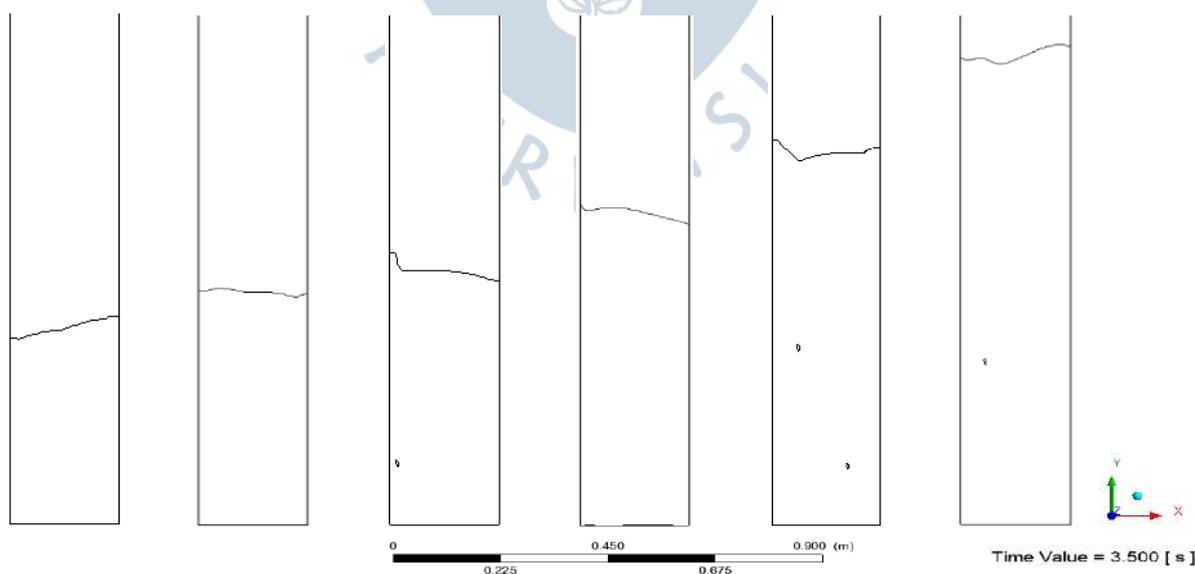


Figura 73. De izquierda a derecha. Altura del lecho fluidizado ($v_f = 0.01$) para un lecho fijo de Al_2O_3 $h = 0.4\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s, 0.20 m/s, 0.30 m/s, 0.50 m/s, 0.75 m/s, 1.00 m/s en $t = 3.5\text{s}$

Con estos datos se obtuvo las alturas promedio del lecho (ver tabla 44) de cada una de las 6 velocidades de simulación, con las cuales se realizó la gráfica de la figura 74.

Tabla 44. Altura promedio del lecho fluidizado (alúmina con altura de lecho fijo $h = 0.4m$) a diferentes velocidades superficiales del gas.

Velocidad superficial del gas (m/s)	Altura promedio del lecho fluidizado (m)
0.10	0.525
0.20	0.607
0.30	0.666
0.50	0.824
0.75	1.039
1.00	1.247

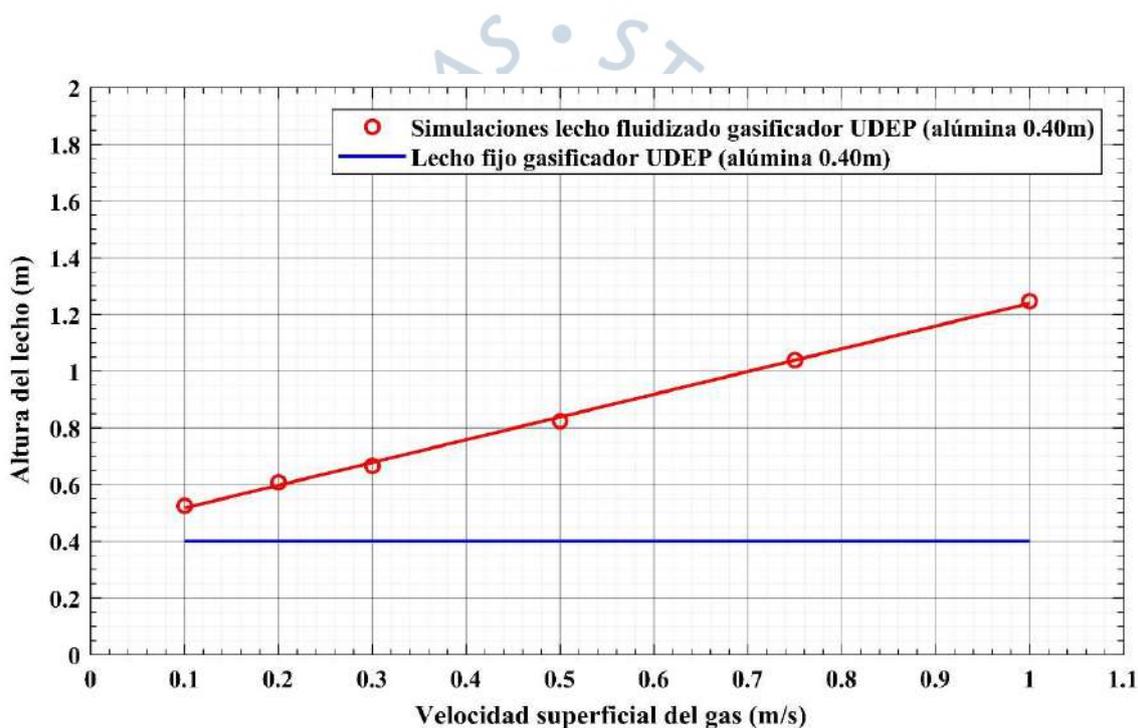


Figura 74. Altura del lecho fluidizado promedio a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h = 0.4m$)

Posteriormente, se obtuvo la siguiente ecuación, que describe la relación entre la altura del lecho fluidizado y la velocidad superficial del gas para un lecho fijo de $0.2 m$.

$$y = 0.80x + 0.43 \quad (103)$$

En donde:

$y =$ altura del lecho [m]

$x =$ velocidad superficial del gas [m/s]

Finalmente, se obtuvieron los siguientes contornos (ver figura 75) con una escala de fracción volumétrica de 0 a 0.6 de partículas sólidas. En estos contornos se muestra que el comportamiento fluido - dinámico de un lecho fluidizado es independiente de la altura del lecho fijo de partículas y solo depende de la velocidad del agente fluidizante y de las características de la partícula. Al igual que el anterior caso, el régimen burbujeante aparece cuando la velocidad de entrada supera al triple de la velocidad de mínima fluidización.

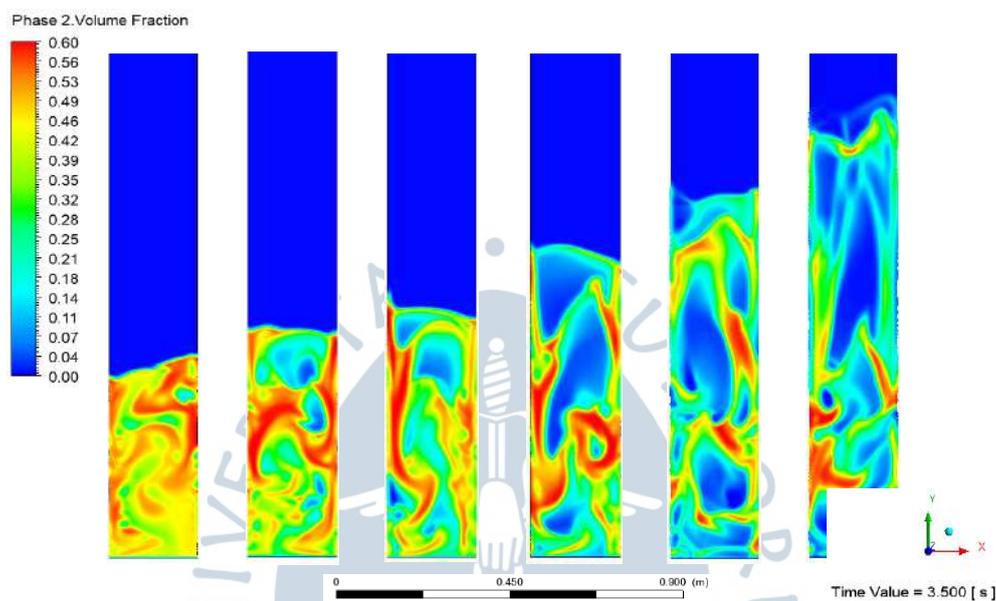


Figura 75. De izquierda a derecha. Facción volumétrica para un lecho fijo de alúmina de $h = 0.4\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 3.5\text{s}$.

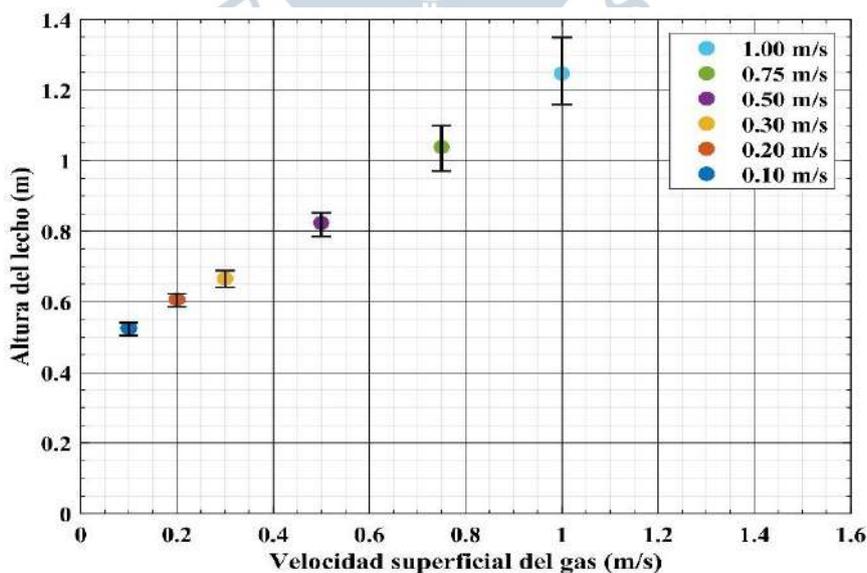


Figura 76. Altura promedio del lecho fluidizado y dispersión de valores vs Velocidad superficial del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h=0.4\text{m}$)

Por otra parte, el crecimiento del lecho fluidizado depende de la altura del lecho fijo y de la velocidad de entrada del aire. El intervalo recomendado para la velocidad de entrada del aire corresponde a aquellos valores menores a 0.5 m/s. Este comportamiento se puede visualizar en la gráfica mostrada en la figura 77.

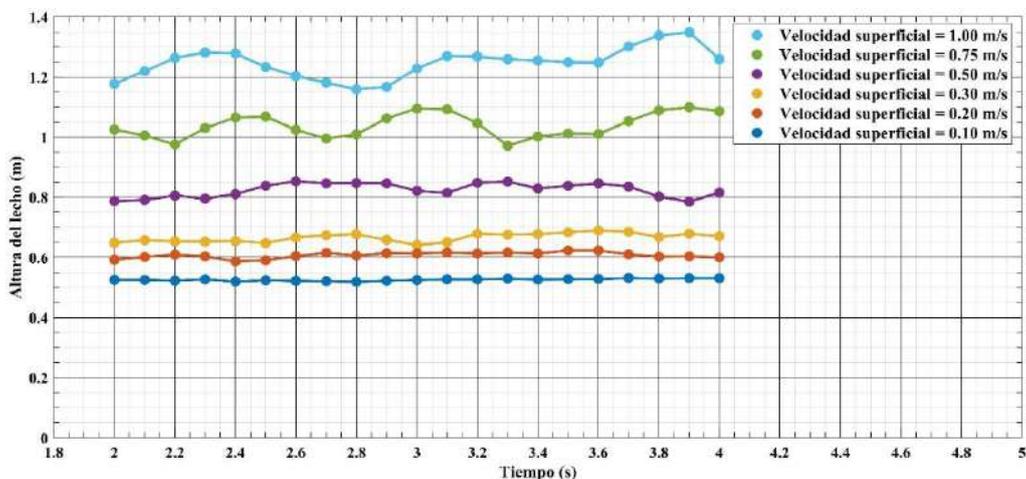


Figura 77. Altura del lecho en $2 \leq t \leq 4$ para diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de alúmina $h = 0.4m$)

4.2.2 Bauxita

Las simulaciones que corresponden a la bauxita solo se simuló una altura de lecho fijo ($h = 0.2m$), y, a partir de los valores de presión mostrados en la tabla 45, se obtuvo una presión promedio de 3.389 kPa.

Como se puede observar en la figura 78, la caída de presión en el caso de la bauxita con un lecho fijo de 0.2m de altura también se mantienen constantes, es decir, no varían con respecto al cambio de la velocidad superficial agente fluidizante.

Tabla 45. Caída de presión a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de bauxita $h = 0.2m$)

Velocidad superficial del gas (m/s)	Caída de presión (kPa)
0.30	3.438
0.50	3.454
0.75	3.419
1.00	3.366
1.25	3.315
1.50	3.339

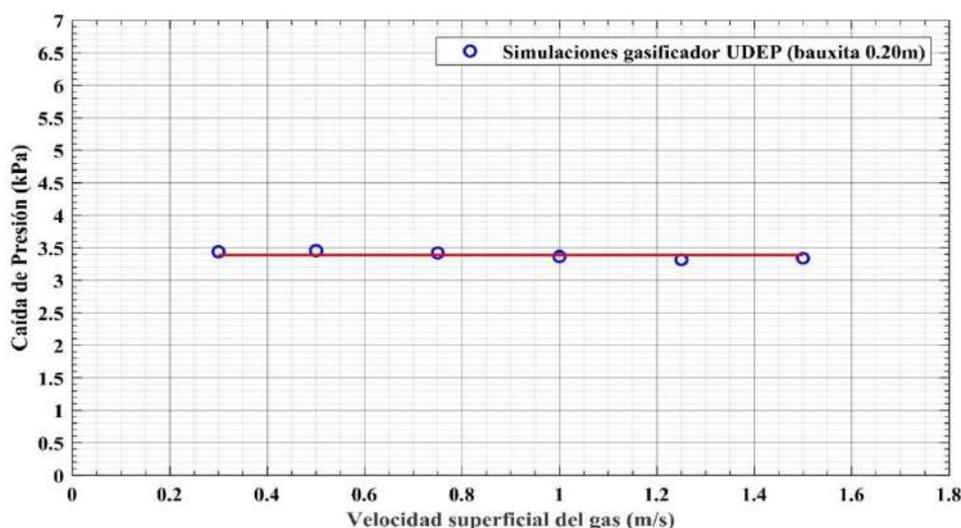


Figura 78. Caída de presión simulaciones de bauxita (lecho fijo $h = 0.2m$) vs Velocidad superficial del gas

Las alturas promedio (ver tabla 46) fueron obtenidas mediante contornos con una fracción volumétrica de 0.01 de bauxita. Las alturas de la figura 79 corresponden a los lechos fluidizados en un instante $t = 2.5$ s.

Tabla 46. Alturas promedio del lecho fluidizado para diferentes velocidades superficiales en 5 instantes de tiempo (altura de lecho fijo de bauxita $h = 0.2m$)

Velocidad superficial del gas = 0.30 m/s		Velocidad superficial del gas = 0.50 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.275	2.0	0.342
2.5	0.267	2.5	0.330
3.0	0.275	3.0	0.335
3.5	0.270	3.5	0.346
4.0	0.272	4.0	0.318
Velocidad superficial del gas = 0.75 m/s		Velocidad superficial del gas = 1.00 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.365	2.0	0.504
2.5	0.429	2.5	0.473
3.0	0.424	3.0	0.516
3.5	0.409	3.5	0.467
4.0	0.383	4.0	0.488
Velocidad superficial del gas = 1.25 m/s		Velocidad superficial del gas = 1.50 m/s	
Tiempo (s)	Altura promedio (m)	Tiempo (s)	Altura promedio (m)
2.0	0.621	2.0	0.625
2.5	0.508	2.5	0.597
3.0	0.595	3.0	0.611
3.5	0.452	3.5	0.564
4.0	0.687	4.0	0.607

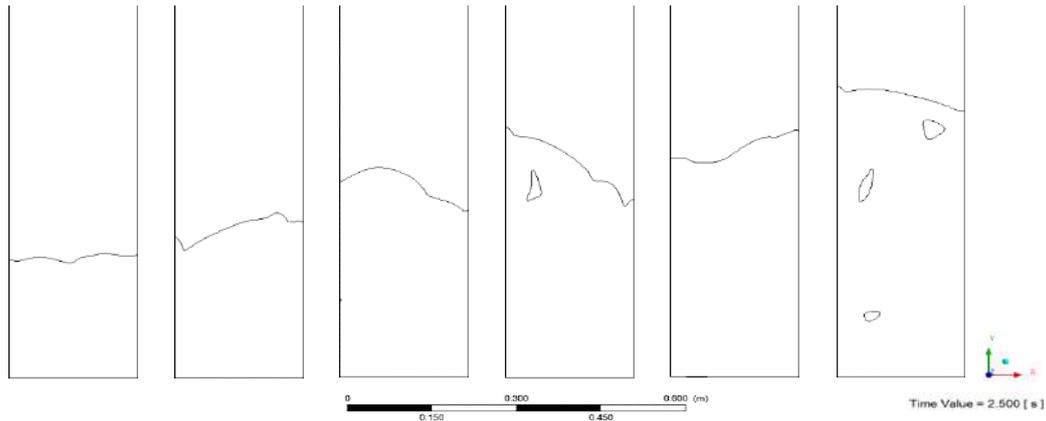


Figura 79. De izquierda a derecha. Altura del lecho fluidizado ($v_f = 0.01$) para un lecho fijo de bauxita $h = 0.2\text{m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 2.5\text{ s}$

Con los datos previos, se obtuvo las alturas del lecho promedio para cada una de las velocidades de simulación (ver tabla 47), con las cuales se hizo la gráfica de la figura 80.

Tabla 47. Altura promedio del lecho fluidizado (alúmina con altura de lecho fijo $h=0.2\text{m}$) a diferentes velocidades superficiales del gas

Velocidad superficial del gas (m/s)	Altura promedio del lecho fluidizado (kPa)
0.30	0.272
0.50	0.334
0.75	0.402
1.00	0.490
1.25	0.572
1.50	0.601

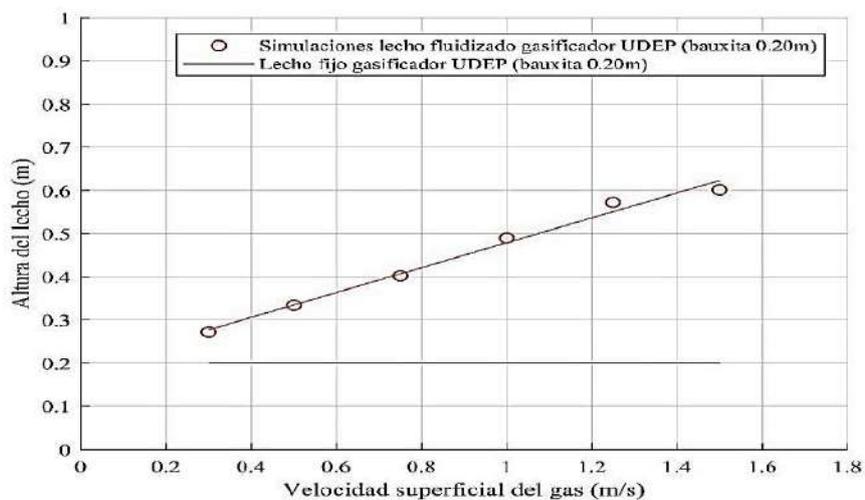


Figura 80. Altura del lecho fluidizado promedio a diferentes velocidades superficiales del gas (altura de lecho fijo de bauxita $h = 0.2\text{m}$)

Después de haber realizado el ajuste lineal, se consiguió la siguiente ecuación:

$$y = 0.29x + 0.19 \quad (104)$$

Por último, se presentan los contornos correspondientes a una fracción volumétrica de 0.6 en el instante $t = 2.5 \text{ s}$ (ver figura 81)

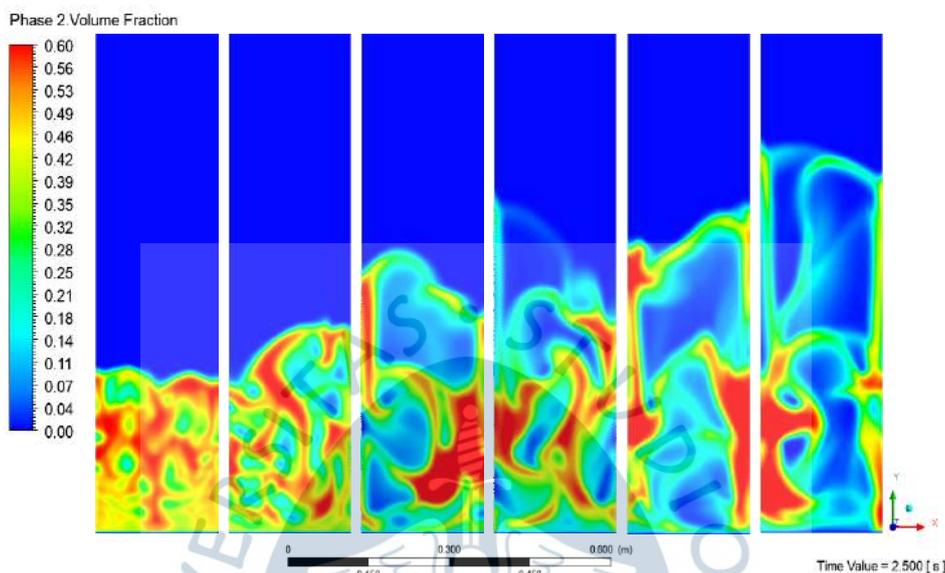


Figura 81. De izquierda a derecha. Fracción Volumétrica para un lecho fijo de bauxita de $h = 0.2 \text{ m}$ y una velocidad superficial de gas de 0.10 m/s , 0.20 m/s , 0.30 m/s , 0.50 m/s , 0.75 m/s , 1.00 m/s en $t = 2.5 \text{ s}$

Debido a que para la bauxita con un diámetro de $800 \mu\text{m}$, el modelo de arrastre se estaba trabajando con las condiciones límites, se optó por reducir el paso de cada iteración, teniendo como resultado los contornos de la figura, que obedecen a un régimen de lecho fluidizado burbujeante a partir de una velocidad de 0.5 m/s . Sin embargo, debido a las limitaciones del modelo no se puede asegurar que los resultados correspondientes a la bauxita sean los correctos.

4.3 Resultados obtenidos para la entrada óptima de aire al Gasificador Udep

Las simulaciones realizadas para encontrar la geometría adecuada y así permitir un ingreso uniforme de aire por la entrada del gasificador, fueron cuantificadas mediante la desviación estándar, la cual permitió conocer el grado de dispersión de los valores de velocidad en la entrada del gasificador, tomando como referencia el valor medio.

Además, se identificó la dirección de la velocidad a lo largo de la entrada del gasificador para asegurar que este vector sea lo más perpendicular posible a su área transversal. Para ello se utilizó el indicador denominado "Grado de descomposición del vector velocidad". La descripción, junto con las ecuaciones usadas para cada uno de estos indicadores se presentan en la tabla 48.

Tabla 48. Indicadores para cuantificar la mejora de los casos de estudio

Indicador	Fórmula	Descripción
Desviación estándar	$\sigma = \sqrt{\frac{\sum(V - \bar{v})^2}{\bar{v}}}$	Indicador que permite cuantificar la variación de la velocidad en cada punto con respecto a la velocidad promedio de la zona de estudio.
Grado de descomposición del vector velocidad	$GD_x = \left(\frac{v_x}{V}\right)^2$ $GD_y = \left(\frac{v_y}{V}\right)^2$ $GD_z = \left(\frac{v_z}{V}\right)^2$	Indicador que permite medir indirectamente la proporción de cada componente (x, y, z) de la velocidad en la salida de la alimentación.

Con estas propuestas se buscó lograr que la dispersión con respecto a la velocidad media en la salida de la alimentación sea la menor posible, puesto que una de las condiciones de entrada en las simulaciones para un lecho fluidizado fue que el flujo de aire a lo largo de la entrada del gasificador sea constante tanto espacial como temporalmente.

Antes de calcular la desviación estándar, se debe normalizar cada una de las áreas de la malla generada. Esto es debido a que no todos los elementos resultantes del mallado presentan las mismas propiedades geométricas, y, por lo tanto, los pesos de cada una de las velocidades se verán afectados. Si definimos a E_1 y E_2 como dos elementos diferentes de la malla, y si $\text{Área}_{E_1} > \text{Área}_{E_2}$, la velocidad en E_1 tendrá mayor peso que la velocidad en E_2 . El cálculo de este tipo de ecuaciones es facilitado mediante funciones pre-programadas dentro del CFD-Post de ANSYS, pero son muy limitadas (solo se puede calcular expresiones como el *areaAverage* y *areaIntegral*).

Sin embargo, para poder calcular la desviación estándar se debe tener como dato la desviación cuadrática de cada velocidad con respecto a la media, y cada uno de estos valores tiene un peso dependiendo del tamaño del elemento evaluado.

Debido a que este procedimiento no está programado en CFD-Post, se ha tenido que crear una variable *Elementos* (ver figura 82) que nos muestra los pesos de cada una de las velocidades en la salida. La expresión utilizada para esta variable es *Area/minVal(Area)@Salida*, la cual fue insertada en la ventana *Expressions* del *CFD Post*. A continuación, se muestran cada una de las 3 alternativas de solución que fueron planteadas para mejorar el sistema de alimentación de aire del gasificador.

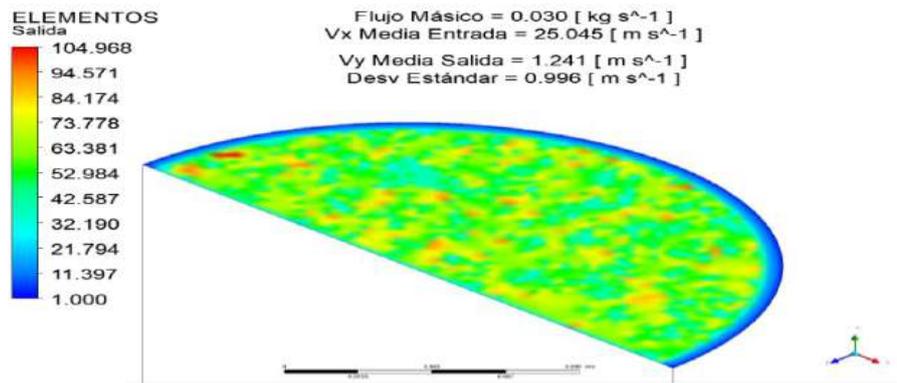


Figura 82. Contorno de variable "Elementos" en la salida de la alimentación

4.3.1 *Ensanchamiento del ducto alimentador*

La primera alternativa de solución consiste en aumentar el diámetro del alimentador con el fin de que las líneas de corriente del flujo de aire cubran la mayor parte del área en la entrada del gasificador, logrando de esta manera uniformizar las velocidades en dicha zona.

En la figura 83a, las líneas de corriente del aire están distribuidas a lo largo de todo el cuerpo del alimentador. Esto significa que el aire circula por todo el sistema de alimentación y se verifica con los valores obtenidos de las velocidades verticales en el área transversal de la salida, mostrados en la figura 83b.

Se hicieron simulaciones a distintos flujos másicos en la entrada del sistema de alimentación, aumentando dicha variable de forma progresiva hasta lograr una velocidad igual o mayor a la velocidad de mínima fluidización en la salida de la alimentación. La relación proporcional que hay entre el flujo de entrada en la alimentación con la velocidad perpendicular en la entrada del gasificador se puede observar en la figura 84.

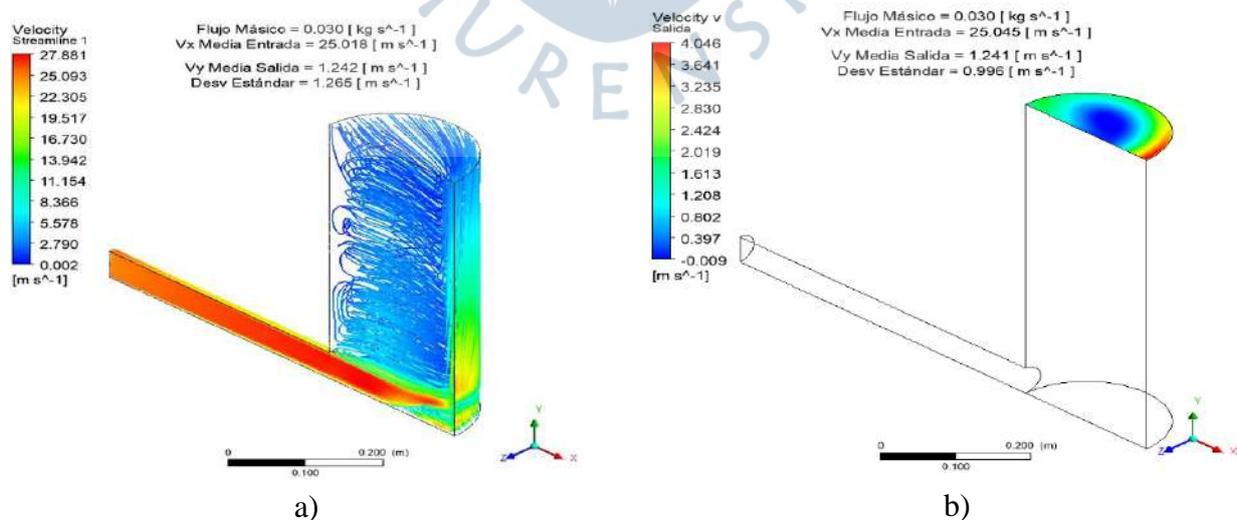


Figura 83. Sistema de alimentación Caso 1 (*flujo másico entrada = 30g/s*).
a) Líneas de corriente; b) Velocidades verticales en la salida

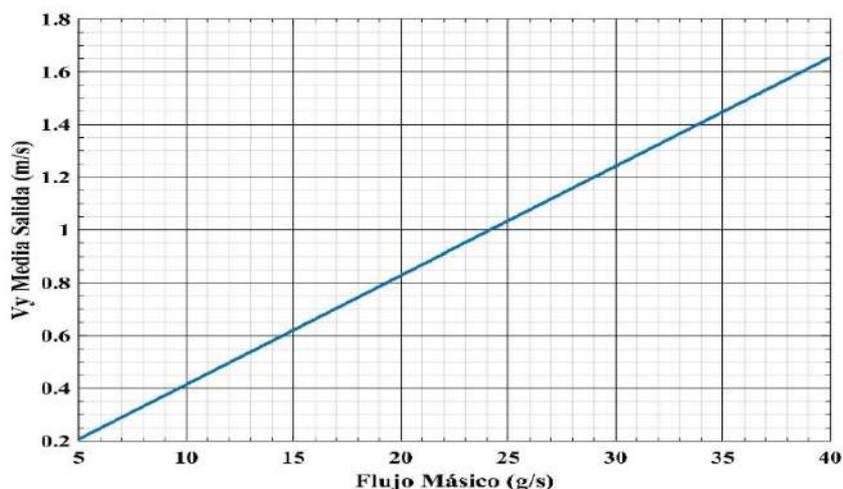


Figura 84. Vy media salida vs Flujo másico entrada del alimentador - Caso 1

Teniendo ya valores de velocidad vertical promedio en la salida de la alimentación, podemos calcular la desviación estándar en dicha área, para, de esta manera, cuantificar la uniformidad obtenida con este primer sistema de alimentación. Estos valores se tratarán de disminuir en el caso 2 para mejorar la uniformidad.

En la figura 85 se evidencia una tendencia lineal creciente, que nos indica que, mientras aumentemos el flujo a la entrada de la alimentación, la dispersión de los valores de las velocidades perpendiculares a la entrada del gasificador también aumentan.

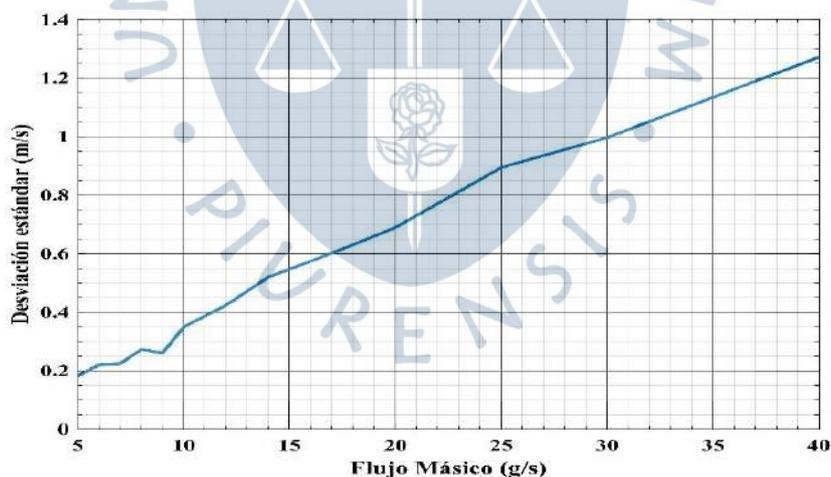


Figura 85. Desviación estándar en la salida vs Flujo másico en la entrada del alimentador - Caso 1

Además de estudiar la desviación estándar en la entrada del gasificador, se analizó la proporción de descomposición del vector velocidad en los ejes x, y, z, con el fin de conocer qué tan perpendicular son las líneas de corriente con respecto al área de entrada del gasificador. Para esto se usó el indicador "Grado de descomposición del vector velocidad" presentado en la tabla 48, que, indirectamente, ayudará a visualizar la dirección de las líneas de corriente. Los resultados obtenidos se presentan en la figura 86.

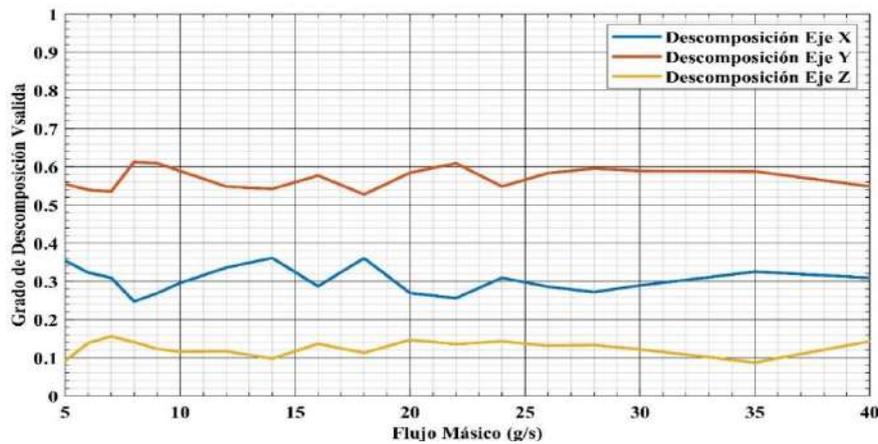


Figura 86. Grado de descomposición vs Flujo másico - Caso 1

En los siguientes casos, específicamente en el caso 3, se tratará de redireccionar los flujos de aire, para, de esta manera, tener un vector velocidad en la salida lo más vertical posible. En la figura 87 se expresa la relación existente de la presión de entrada y las pérdidas de presión con respecto al flujo másico de aire de la alimentación. A medida que el flujo de aire aumenta, los valores de la presión en la entrada y las pérdidas de presión crecen, siguiendo la tendencia cuadrática propia de las gráficas de presión.

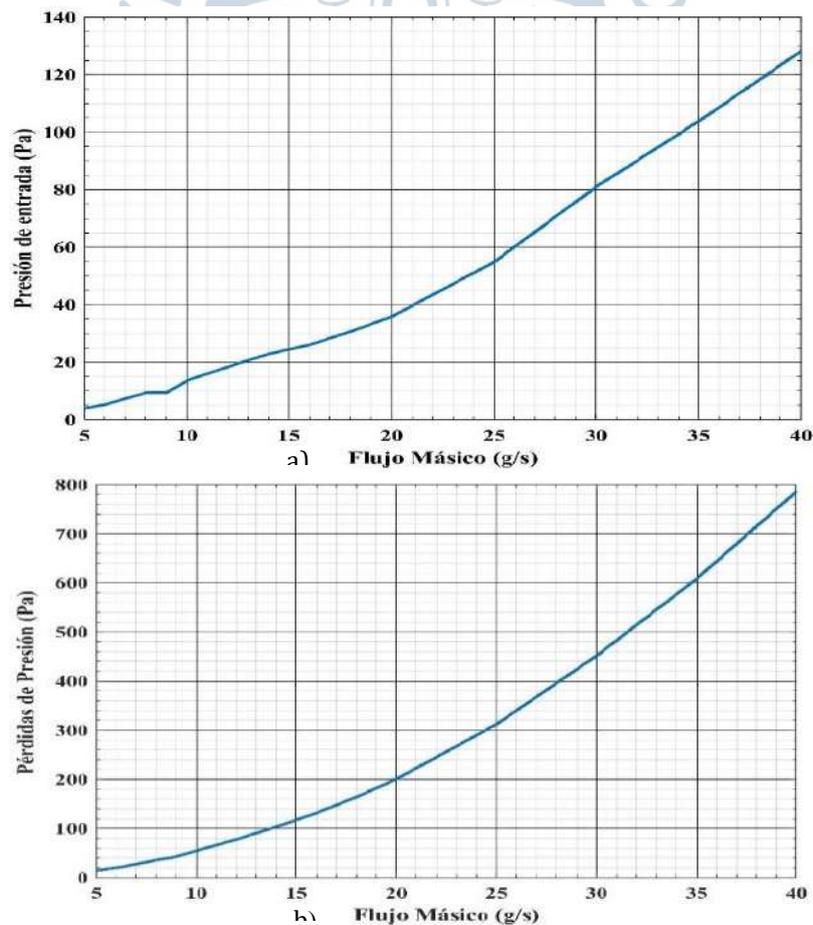


Figura 87. a) Presión de entrada; b) Pérdidas de presión en el sistema de alimentación - Caso 1

4.3.2 Modificación general + reducción

El siguiente caso de estudio corresponde a la modificación de la geometría justo después de la entrada del sistema de alimentación. Esta modificación consistió en agregar una reducción excéntrica 4 - 2 in (instalada de manera invertida) al caso anterior, para lograr un aumento del doble del área transversal. Este cambio se hizo con el fin de reducir la energía cinética, convirtiéndola en energía de presión, y, en consecuencia, lograr mejorar el grado de dispersión, disminuyendo la desviación estándar en la salida de la alimentación. En la figura 88 se muestran los resultados obtenidos de la simulación correspondiente a un flujo en la entrada del alimentador de 30 g/s. Como se observa, aún existe una amplia dispersión de valores de velocidad, expresados en varios grupos de colores bien definidos en el área transversal.

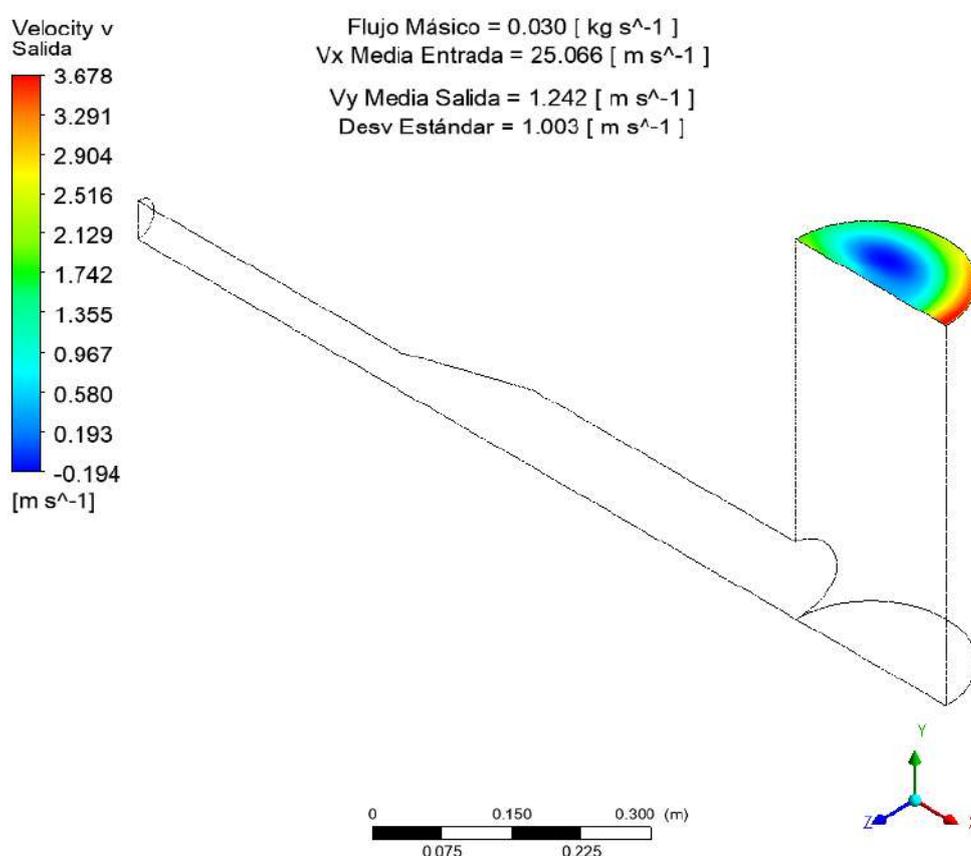


Figura 88. Velocidades verticales en la salida del sistema de alimentación - Caso 2

De igual manera, se realizaron simulaciones para diferentes flujos de entrada en la alimentación, con el fin de asegurar velocidades iguales o mayores a la velocidad de mínima fluidización en la entrada del gasificador. Los resultados de dichas simulaciones se presentan en la figura 89.

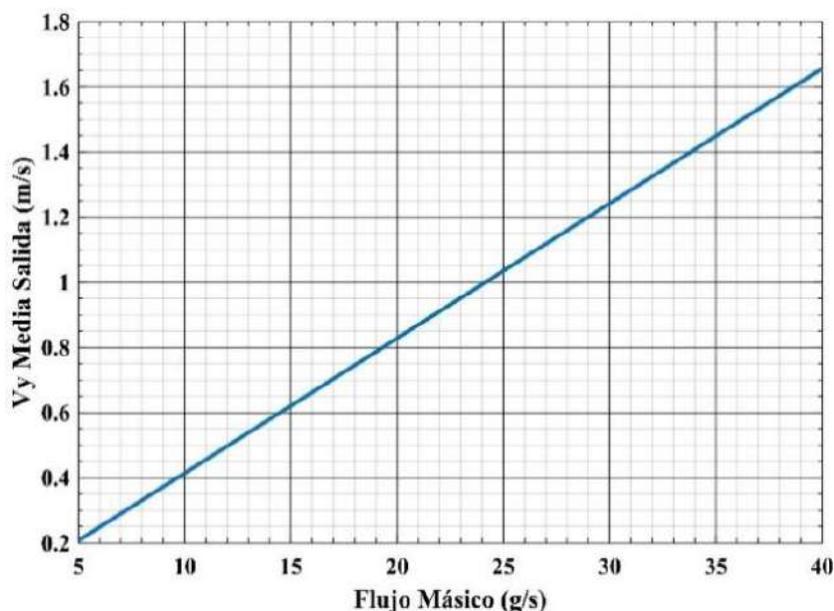


Figura 89. Vy media salida vs Flujo másico entrada del alimentador - Caso 2

La desviación estándar, al igual que en el caso 1, presenta una tendencia aproximadamente lineal y creciente con respecto al flujo másico en la entrada del sistema de alimentación. Los resultados se pueden visualizar en la figura 90. Se puede notar una leve mejora con respecto a los datos obtenidos en el caso anterior.

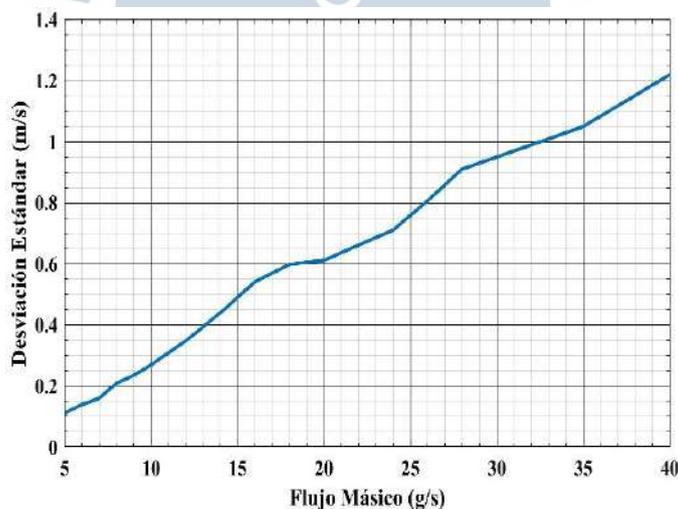


Figura 90. Desviación estándar en la salida vs Flujo másico en la entrada del alimentador - Caso 2

Cuando la descomposición en cierto eje se acerca al valor de 1, quiere decir que las líneas de corriente de la velocidad a la entrada del gasificador para dicho flujo simulado tienen como dirección predominante la dirección de dicho eje. En la gráfica presentada en la figura 91 podemos notar una leve mejora con respecto al grado de descomposición en el eje perpendicular al área de la salida del alimentador (*eje y*), debido a que se acercan más a la unidad.

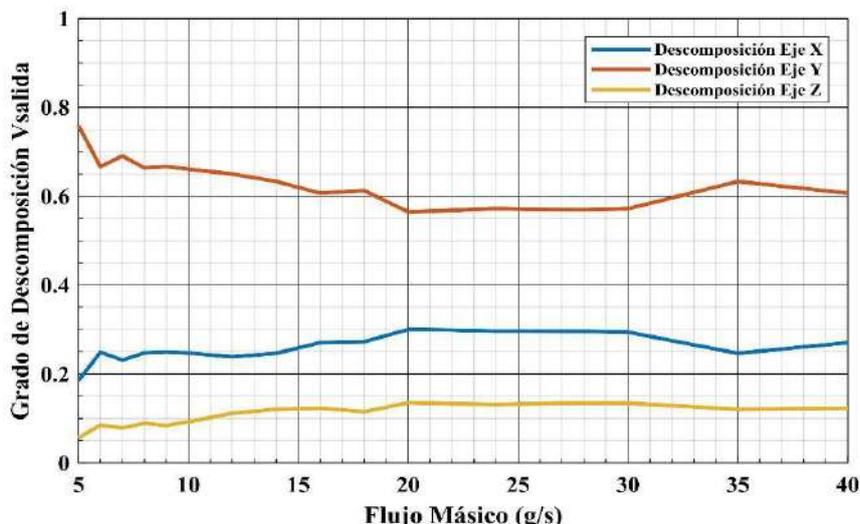


Figura 91. Grado de descomposición vs Flujo másico - Caso 2

Con los resultados obtenidos para la geometría simulada en el caso 2 del sistema de alimentación mostrados en la figura 92 podemos concluir que la dirección de las líneas de corriente en la salida del alimentador tiene una predominancia en la dirección vertical, pero aún existen valores significativos en las componentes X y Z. Cabe resaltar que los grados de descomposición de los ejes x, y, z suman siempre 1, por lo que el GD de cualquier eje no puede ser mayor a 1 ($0 < GD_{x,y,z} < 1$).

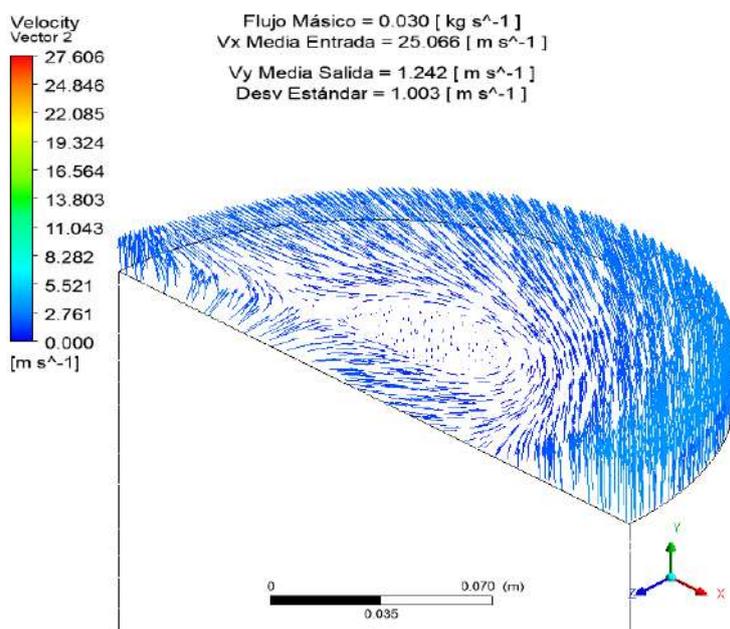


Figura 92. Vectores velocidad salida sistema de alimentación - Caso 2

En el siguiente caso se buscará mejorar los resultados del Grado de Descomposición, con el fin de obtener líneas de corrientes perpendiculares a la sección transversal de la salida del alimentador. En las figuras 93a y 93b se muestran los valores obtenidos de presión de entrada y caída de presión en el sistema de alimentación correspondiente al caso 2.

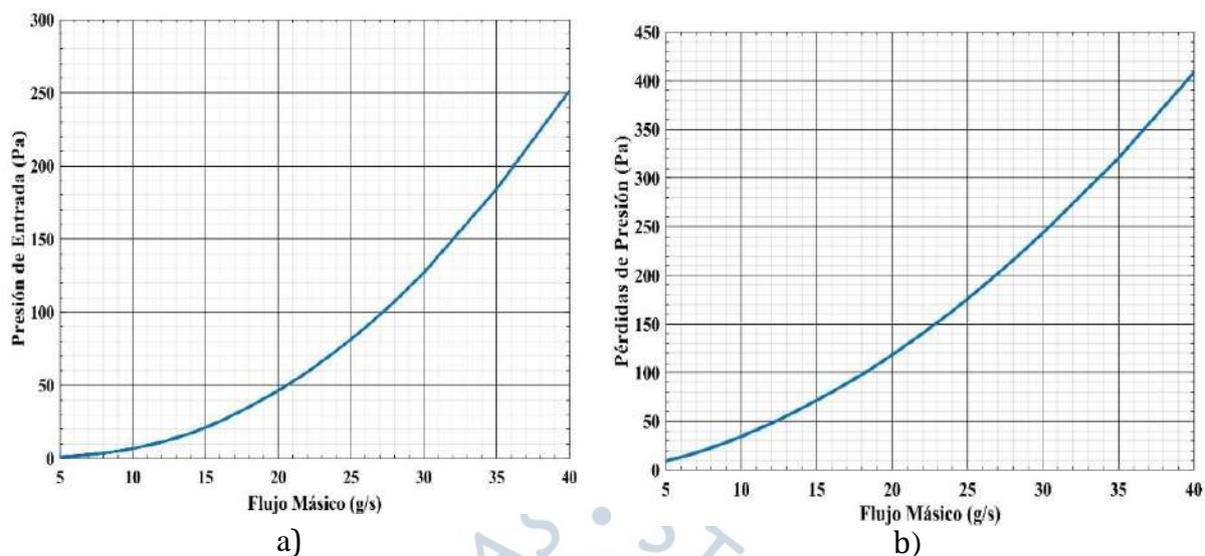


Figura 93. a) Presión de entrada; b) Pérdidas de presión en el sistema de alimentación - Caso 2

La anterior modificación ayudó a reducir la dispersión de las velocidades en la salida, es decir, se logró una velocidad más uniforme, en comparación con el caso 1. El problema es que se sigue generando recirculación en la salida, además de que la velocidad no es totalmente vertical, es decir, aún existen componentes en los ejes X y Z considerables. Es por esto que, a la modificación presentada en el caso 2, se le agregó una malla de una altura de 100mm con canales de $20\text{mm} \times 20\text{mm}$ y espesor de 1mm . Esta modificación (ver figura 94) se realizó con el fin de redireccionar el flujo a la salida del sistema de alimentación, de esta manera podremos obtener velocidades más perpendiculares con respecto al área de dicha región. Las velocidades obtenidas en la salida se presentan en la figura 95.

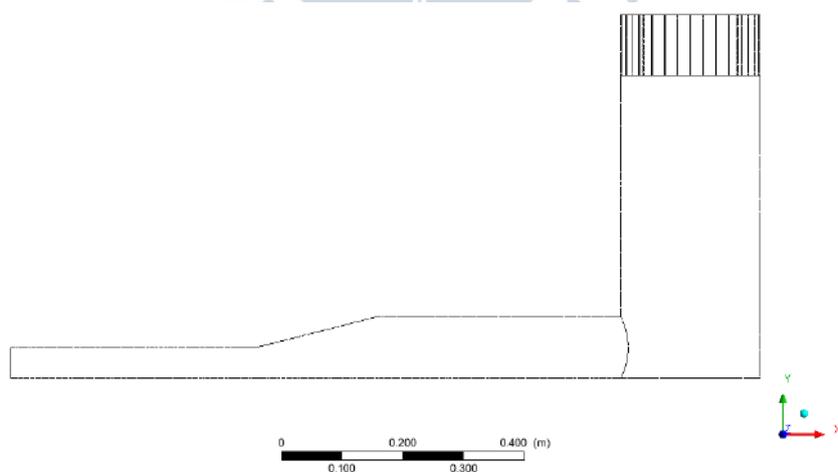


Figura 94. Geometría sistema de alimentación - Caso 3

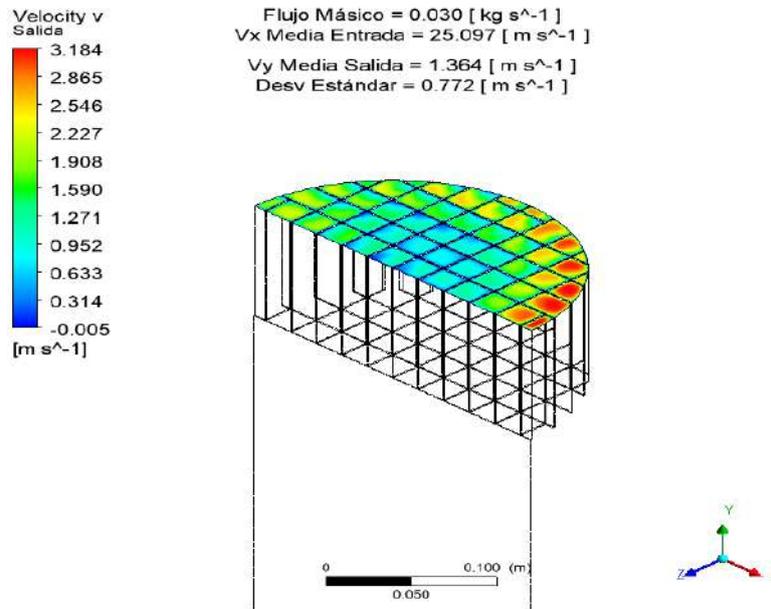


Figura 95. Velocidad vertical en la salida del alimentador - Caso 3

Como se observa en las figuras 96a y 96b, tanto la velocidad media en la salida y desviación estándar siguen presentando una tendencia lineal ascendente con respecto al aumento del flujo de entrada. Además, con el flujo máximo simulado (40 m/s), aseguramos fácilmente la velocidad de mínima fluidización en la entrada del gasificador.

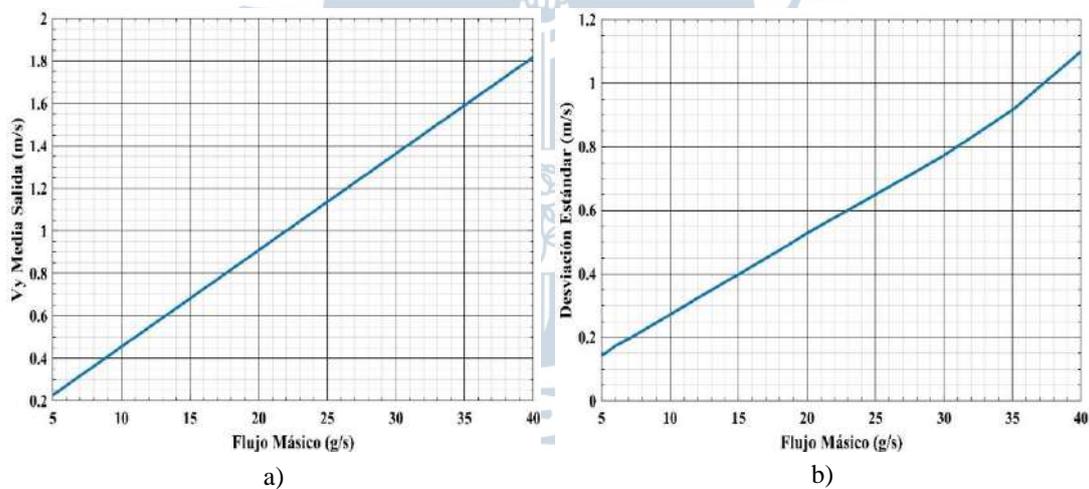


Figura 96. a) V_y media salida vs Flujo másico; b) Desviación estándar vs Flujo másico - (Caso 3)

La dirección de las líneas de corriente del aire a la salida de la alimentación, gracias a los canales direccionales, resultan ser perpendiculares a la sección transversal. Esto se puede deducir de las figuras 97a y 97b. En la primera, se observa un grado de descomposición en el eje $Y \cong 1$, lo que significa casi la totalidad de descomposición del vector velocidad en esa dirección; mientras que en la figura 97b se representan los vectores de las velocidades a la salida de la alimentación, y se nota que son en su mayoría vectores perpendiculares a dicha sección.

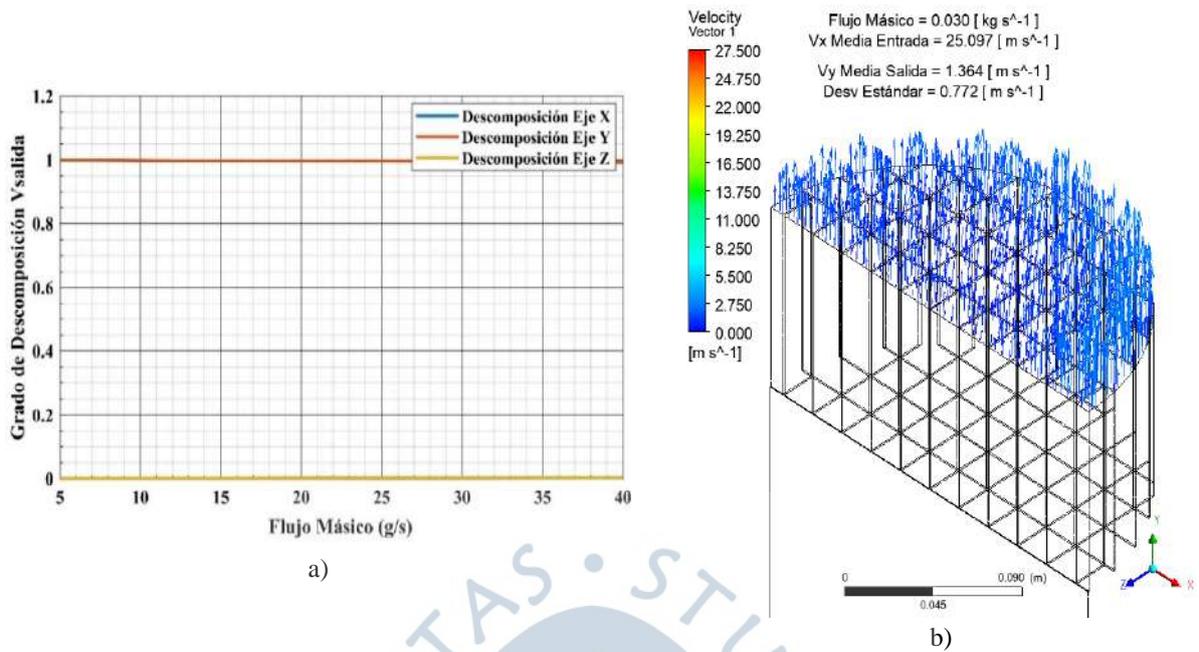


Figura 97. a) Grado de descomposición vs Flujo Másico; b) Vectores velocidad en la salida del sistema de alimentación – Caso 3

Con la tercera modificación indirectamente se logró disminuir la dispersión de las velocidades en la salida del alimentador con respecto a los 2 casos anteriores, y esto se evidencia en la disminución de la desviación estándar. La gráfica presentada en la figura 98 muestra los resultados de los valores de este indicador obtenidos para cada uno de los casos de estudio.

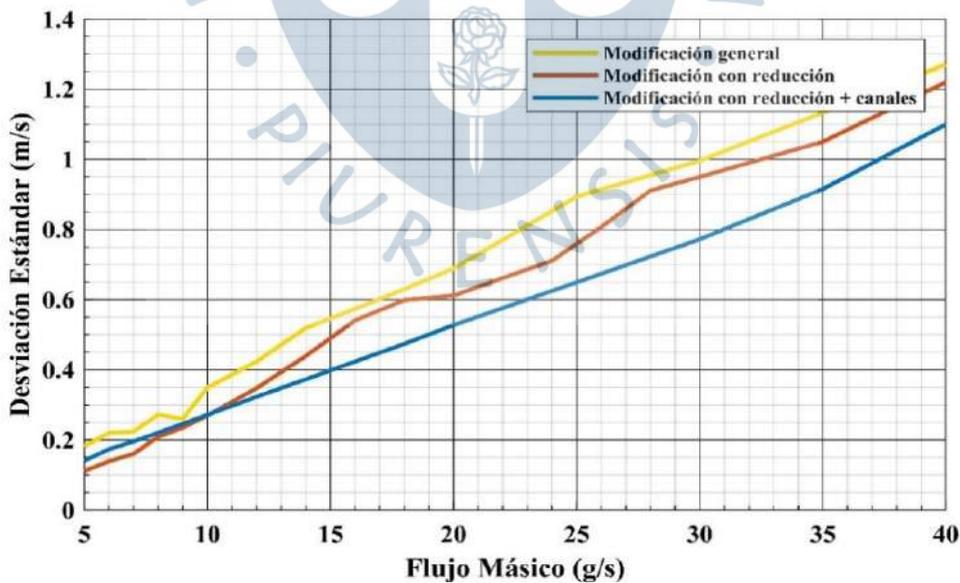


Figura 98. Comparación de la desviación estándar para los 3 casos

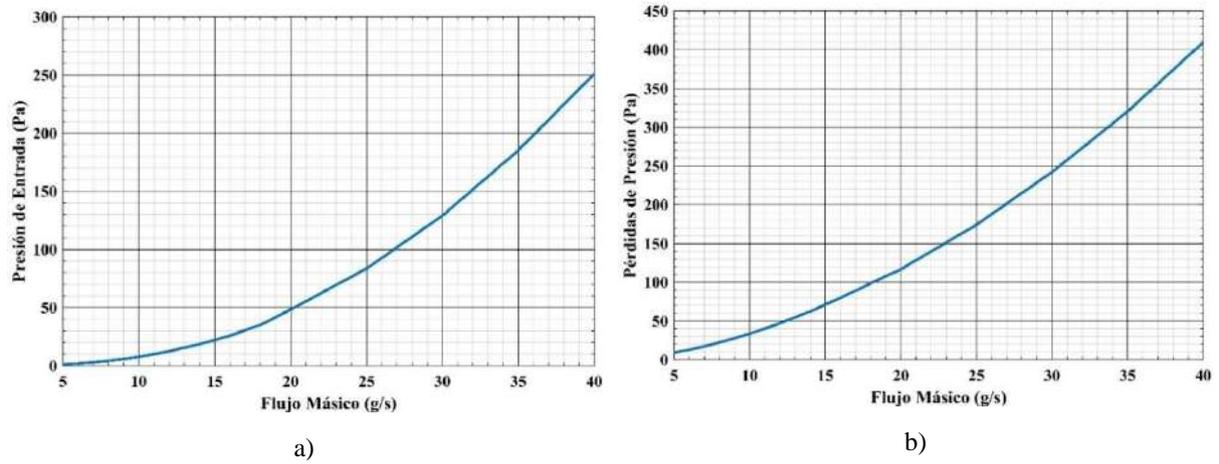


Figura 99. a) Presión de entrada; b) Pérdidas de presión en el sistema de alimentación - Caso 3





Conclusiones

Este trabajo tuvo como propósito el estudio exhaustivo del comportamiento fluidodinámico de un lecho fluidizado, así como la determinación de un óptimo intervalo de operación de la velocidad de entrada del aire a 800°C. Esto se realizó con el fin de asegurar que la alúmina fluidice en un régimen suave burbujeante y no en uno turbulento, evitando así que el lecho de partículas pueda llegar a desbordarse del reactor del Gasificador Udep, desfavoreciendo el proceso de gasificación. Para ello, se empleó la herramienta de la Dinámica de los Fluidos Computacional (CFD) de manera a desarrollar un modelo cuya simulación represente con gran precisión la operación real de dichos gasificadores en inerte. Dentro del marco de los resultados y discusiones realizadas se llegaron a las siguientes conclusiones:

El modelo CFD desarrollado fue exitosamente validado a través de la comparación de datos experimentales de Zhang *et al.* (2011) respecto al proceso de fluidización en donde el error menor al 5% correspondió al valor de la mínima fluidización, mientras que, para el valor de la caída de presión, el error fue menor que el 1 %.

Los resultados de la simulación computacional en CFD mostraron que, basándonos en el comportamiento del lecho a diferentes velocidades, se recomienda no utilizar velocidades superficiales del gas superiores a 0.75 m/s, ya que dan lugar a un régimen altamente turbulento. Esto también se pudo apreciar en las oscilaciones de las alturas promedio del lecho, en donde se muestra que para una velocidad de 0.75 m/s y 0.1 m/s, la altura promedio presenta mayor dispersión, es decir, genera un mayor riesgo de que las partículas sólidas salgan del reactor.

La gráfica de dispersión de las alturas de lecho fluidizado funciona también como un medio para poder predecir el riesgo que presenta el utilizar una altura de lecho fijo mayor, sometida a velocidades de entrada del aire mayores a 0.75 m/s.

La geometría de la entrada del aire de alimentación al gasificador juega un papel importante en el proceso de fluidización, ya que, si las líneas de corriente del medio de gasificación (aire) no están correctamente dirigidas para llegar perpendicularmente a la sección transversal de la salida del alimentador, no se producirá una fluidización óptima.

Es por ello que se analizaron tres geometrías del sistema de alimentación de manera a escoger aquello que nos asegure una mayor uniformidad del vector de

velocidad en la salida del sistema de alimentación. Además de estimar el rango de velocidades y caídas de presión que aseguren el cumplimiento de las condiciones de trabajo establecidas en la primera parte de la investigación, es decir, que sean lo más uniforme posible en toda la sección transversal de reactor. De esta manera, se permite que el lecho del gasificador tenga además un correcto comportamiento fluidodinámico que favorezca el proceso de gasificación.



Referencias bibliográficas

- Aguiar Trujillo, L., Márquez Montesino, F., Ramos Robaina, B. A., Arauzo Pérez, J., Gonzalo Callejo, A., & Sánchez Cebrian, J. L. (2012). *Gasificación con aire en lecho fluidizado de los residuos sólidos del*. Artículo, 1.- Universidad de Pinar del Río. 2.- Universidad de Zaragoza., 1.- Centro de Estudio de Energía y Tecnologías Sostenibles. 2.- Ingeniería Química y Tecnologías del Medio Ambiente. Obtenido de <http://scielo.sld.cu/pdf/im/v16n1/im05113.pdf>
- ANSYS. (s.f.). *ANSYS CFX-Pre Users Guide*.
- Augusto Estrada, C., & Zapata Meneses, A. (2004). *Gasificación de Biomasa para producción de combustibles de bajo poder calorífico y su utilización en generación de potencia y calor*. Universidad Tecnológica de Pereira, Colombia.
- Bacchi, F., Scarabino, A., & Giacomini, P. (s.f.). *Introducción a CFD: Uso Práctico de Fluent*. Universidad Nacional de La Plata, Departamento de Aeronáutica, La Plata.
- Carrasco Venegas, L. (2015). *Diseño y construcción de un gasificador de lecho fijo para la producción de gas de síntesis*. Informe final de Proyecto de Investigación, Universidad Nacional del Callao, Facultad de Ingeniería Química, Callao. Obtenido de <http://repositorio.unac.edu.pe/bitstream/handle/UNAC/1114/45.pdf?sequence=1&isAllowed=y>
- Colchado Argumedo, A. (2010). *Diseño de un múltiple de admisión para un vehículo prototipo Fórmula SAE, Cap5.- Dinámica de Fluidos Computacional*. Titulación de la carrera de Ingeniería Mecánica. Obtenido de <https://sites.google.com/site/manifo1dmx/capitulo-5>
- Comité de Operación Económica del Sistema Interconectado Nacional. (Abril de 2021).
- Dr. Vargas Salgado, C. A. (2012). *Estudio comparativo de la utilización de las tecnologías de gasificación Downdraft y Lecho Burbujeante para la generación de energía eléctrica en aplicaciones de baja potencia*. Tesis Doctoral, Universidad Politécnica de Valencia, Instituto de Ingeniería Eléctrica, Valencia.
- ESSS. (24 de Junio de 2016). *Dinámica de fluidos computacional: ¿qué es?* Obtenido de <https://www.esss.co/es/blog/dinamica-de-fluidos-computacional-que-es/>

- Estremadoyro Ruiz, J. A. (2015). *Análisis de factibilidad para producción de energía utilizando un gasificador de hojas de caña de azúcar*. Tesis para optar el Título de Ingeniero Mecánico - Eléctrico, Piura.
- FAO. (1993). *El gas de madera como combustible para motores*. Roma.
- Finos y Granitos S.A.S. (s.f.). *Arena Sílice (20 - 40)*. Ficha Técnica, Sogamoso. Recuperado el 2020, de <https://www.finosygranitos.com/wp-content/uploads/2018/05/FICHA-TECNICA-ARENA-M-20-40.pdf>
- G. P. (1991). *Automatic Mesh Generation. Application to Finite Element Methods*. Paris: Jhon Wiley & Sons and Masson.
- García Valladolid, R. I. (2017). *Desarrollo de metodología para validación experimental de un gasificador de lecho fluidizado burbujeante*. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico - Eléctrico, Universidad de Piura, Piura.
- Huberto Bujaico, H. O. (2013). *Estudio del flujo en un tanque agitador vertical de impulsor PTB con superficie libre mediante el programa ANSYS CFX V.14.0*. Tesis para optar el título de Ingeniero Mecánico, Lima. Obtenido de http://tesis.pucp.edu.pe/repositorio/bitstream/handle/20.500.12404/5059/HUBERTO_HEBERT_ESTUDIO_TANQUE_AGITADOR_IMPULSOR_PTB_PROGRAMA_ANSYS_CFX_%20V.14.0.pdf?sequence=1&isAllowed=y
- Kunii, D., & Levenspiel, O. (1991). *Fluidization Engineering* (Segunda Edición ed.). USA.
- Londoño Pinilla, D. F. (s.f.). *Generación de mallas no estructuradas para la implementación de modelos numéricos*. Proyecto de Investigación, Universidad de Quindío.
- Moreno Gonzales, F. J. (2010). *Simulación de Gasificación de Biomasa en Lecho Fluidizado Burbujeante*. Proyecto de fin de carrera, Universidad Carlos III de Madrid, Departamento de Ingeniería Térmica y de Fluidos.
- Niño C., Y., & Herrera R., P. (2011). *Diferencias Finitas - Modelación Numérica con aplicaciones en ingeniería Hidráulica y Ambiental*. Universidad de Chile, Departamento de Ingeniería Civil.
- Salcedo, R., Chueca, P., & Bayón, A. (2017). *Introduciendo la dinámica de fluidos computacional en el análisis de flujos de medio poroso*. Universidad Politécnica de Valencia, Instituto Universitario de Matemática Pura y Aplicada. Modelling in Science Education and Learning. doi:10.4995/msel.2017.6700
- Sánchez Vázquez, J. (2004). *Simulación numérica directa en paralelo de las ecuaciones de Navier-Stokes en flujos con capa límite desprendida*. Proyecto Fin de Carrera, Universidad de Sevilla, Departamento de Ingeniería de Diseño, Sevilla. Obtenido de <http://bibing.us.es/proyectos/abreproy/3718/fichero/Parte+I%252F+Capitulo+3.pdf>

Secretaría de Energía de Argentina. (2008). *Energía Biomasa*. Argentina. Obtenido de http://www.energia.gov.ar/contenidos/archivos/publicaciones/libro_energia_biomasa.pdf

University of Canterbury. (2008). *Performance Improvements to a Fast Internally Circulating Fluidized Bed (FICFB) Biomass Gasifier for Combined Heat and Power Plants*. University of Canterbury, Christchurch - Nueva Zelanda.

Vieira Andrade, R. (2007). *Gaseificação de Biomassa: Uma Análise Teórica e Experimental*. Tesis de Doctorado, Universidad Federal de Itajubá, Ingeniería Mecánica, Itajubá.

