



UNIVERSIDAD NACIONAL DE COLOMBIA

Construcción de una planta piloto para secado de café por lecho fluidizado

Ing. Luis Carlos González Susatama

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería

Bogotá, D.C., Colombia

2014

Construcción de una planta piloto para secado de café por lecho fluidizado

Ing. Luis Carlos González Susatama

Tesis presentada como requisito parcial para optar al título de:

Magister en Ingeniería Agrícola

Director:

Ing. Luis Alejandro Boyaca Mendivieso

Línea de Investigación:

Ingeniería Agrícola

Universidad Nacional de Colombia

Facultad de Ingeniería

Bogotá, D.C., Colombia

2014

Agradecimientos

A Dios, en primer lugar, por darme la oportunidad de vivir y compartir estos bellos momentos con las personas que me rodean; a mis profesores, quienes me ayudaron a fortalecer mis conocimientos y me brindaron apoyo en los momentos difíciles; a quienes me motivaron durante todo el proceso para no abandonar la meta que me había fijado.

A mis compañeros de trabajo en el laboratorio, quienes me colaboraron en todo lo que estuvo al alcance de ellos, para desarrollar los ensayos correspondientes.

A mis hijos, motor de mi vida, que siempre me motivaron para no desfallecer en las dificultades; a mi esposa, que comprendió la ausencia en ciertas tareas del hogar, por dedicarme a estudiar.

Resumen

Se realizó el diseño y construcción de una planta piloto para secado de café por lecho fluidizado a escala laboratorio, en la cual se evaluaron las condiciones de operación (velocidad mínima de fluidización, contenido de agua y temperatura del aire), las propiedades del café y las de la planta construida. Este equipo permite, por el método de pérdida de carga o por el método de fluctuaciones de presión, determinar la velocidad mínima de fluidización del material y el valor inicial en la operación del secador. La instrumentación utilizada permite la captura de los parámetros necesarios para caracterizar la operación de secado y la de fluidización de un lecho en sus diferentes etapas. A través de corridas experimentales de secado del café en lecho fluidizado, se obtuvieron los datos para validar el modelo, basado en la dinámica computacional de fluidos (CFD por sus siglas en inglés) en el ambiente *AnsysFluent*. La flexibilidad del equipo permite su utilización en prácticas de docencia e investigación en los campos de fluidización y secado, con la posibilidad de aproximarse al escalamiento en términos de tiempo y recursos de la operación bajo estudio.

Palabras clave: Secado por lecho fluidizado

Abstract

The design and construction of a pilot plant for drying coffee at laboratory scale by fluidized bed in which the operating conditions (minimum fluidization velocity, water content and air temperature), the coffee properties and those of the built plant were evaluated. This equipment allows by pressure drop method or by the method of pressure fluctuations to determine the minimum fluidization velocity of the material and the initial value of dryer's operability. The instrumentation allows to capture the parameters needed to characterize the drying operation and fluidization of a bed in different stages. The data required to validate the model were obtained by experimental runs of coffee drying in fluidized bed, based on computational fluid dynamics (CFD) in the AnsysFluent environment. The resilience of the equipment allows its use in the fields of teaching and research, on topics of drying and fluidization, with an approach to the *scale up* in terms of time and resources in the subject under study

Keywords: Fluid bed drying

Contenido

	Pág.
Resumen	iv
Lista de figuras.....	ix
Lista de Tablas	xiii
Introducción	1
1. Capítulo I. Marco teórico.....	3
1.1 Generalidades	3
1.1.1 El secado.....	4
1.1.2 Secadores de café.....	7
1.2 Fluidización	8
1.2.1 Tipos de lechos.....	10
1.2.2 Métodos para determinar la velocidad mínima de fluidización	13
1.2.3 Clasificación de las partículas Geldart	25
1.2.4 Diseño del plato distribuidor.....	28
1.2.5 Dimensionamiento del ciclón	29
1.2.6 Mezclas gas vapor	32
1.2.7 Densidad del fluido	34
2. Capítulo II. Bases para el diseño de la planta	35
2.1 Contenido de humedad	35
2.2 Diámetro de la partícula.....	37

2.3 Esfericidad Φ	37
2.4 Densidad	38
2.5 Propiedades físicas del café	39
2.6 Porosidad de empaque ε	41
2.7 Propiedades y condiciones del lecho	41
2.8 Velocidad mínima de fluidización θ_{mf}	41
2.9 Volumen del lecho V_L	42
2.10 Densidad del lecho ρ_L	43
2.11 Caída de presión ΔP	43
2.12 Diseño experimental	44
2.13 Dimensionamiento y parámetros de secado	45
2.14 Rapidez de secado W	46
2.15 Secado en periodo constante w_c	47
2.16 Secado en periodo decreciente w_D	47
2.17 Tiempo total del sedado θ_T	48
2.18 Balance de masa	48
2.19 Cálculo del flujo másico de aire de secado	49
2.20 Calculo de la entalpia del sólido; H_s	49
2.21 Calculo de la entalpia del aire H	50
2.22 Cálculo del calor necesario para calentar el sólido	50

2.23 Cálculo del calor necesario para evaporar el agua del sólido	51
2.24 Cálculo del coeficiente de convección H_g	51
3. Capítulo III. Diseño de construcción de la planta de secado por lecho fluidizado	53
3.1 Diseño de la cámara de secado o columna de fluidización	53
3.2 Diseño del distribuidor	54
3.2.1 Especificaciones de diseño del primer distribuidor	55
3.2.2 Especificaciones de diseño del segundo distribuidor	56
3.2.3 Especificaciones de diseño del tercer distribuidor	57
3.3 Calculo para selección del soplador centrífugo (blower)	58
3.4 Intercambiador de calor	59
3.5 El Ciclón	60
3.6 Instrumentación y control.....	60
3.7 Descripción del equipo y funcionamiento.....	62
3.8 Funcionamiento	65
3.9 Operación de equipo	65
4. Capítulo IV. Simulación del flujo de aire para un secador de café de lecho fluidizado..	67
4.1 Ecuación de continuidad.....	67
4.2 Ecuación de densidad de flujo de cantidad de movimiento	71
4.3 Modelo de turbulencia κ - ϵ	74
4.4 Enfoque de cálculo para sistemas multifásicos de Euler-Lagrange.....	77
4.4.1 Ecuaciones de movimiento de partículas	78

4.4.2	Dispersión turbulenta de partículas	79
4.4.3	Coeficiente de arrastre	79
4.4.4	Transferencia de calor y masa	80
4.4.5	Enfoque de cálculo para sistemas multifásicos de Euler-Euler	84
4.4.6	Especificaciones de diseño del primer difusor	85
4.4.7	Especificaciones de diseño del segundo difusor	86
4.4.8	Especificaciones de diseño del tercer difusor	87
4.4.9	Desarrollo inicial de flujo	88
4.4.10	Primera propuesta para el distribuidor de aire	90
4.4.11	Segunda propuesta para el distribuidor de aire	92
4.4.12	Tercera propuesta para el distribuidor de aire	94
5.	Capítulo V. Resultados	97
6.	Conclusiones	119
	Bibliografía	123

Lista de figuras

	Pág.
Figura 1-1: Estado del lecho.....	11
Figura 1-2: Comportamientos inestables del lecho fluidizado	12
Figura 1-3: Evolución de la pérdida de carga en el lecho por fluctuaciones de presión Δp con respecto de la velocidad superficial del gas U	15
Figura 1-4: Cálculo de la velocidad de mínima fluidización U_{mf} a partir de la pérdida de carga en el lecho Δp	21
Figura 1-5: Cálculo de la velocidad de mínima fluidización U_{mf} a partir de la desviación típica de las fluctuaciones de presión σ_p	23
Figura 2-1: Prototipo de fluidización.	45
Figura 3-1: Vista superior del primer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, dimensiones en milímetros.....	55
Figura 3-2: Vista inferior del primer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.....	55
Figura 3-3: Acercamiento de la vista inferior del primer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.....	56

Figura 3-4: Distribuidor dos vista superior	56
Figura 3-5: Segundo distribuidos para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.	57
Figura 3-6: Tercer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros....	57
Figura 3-7: Esquema del secador.....	63
Figura 3.8: Instrumentación de control	64
Figura 4-1: Representación gráfica esquemática del fenómeno de flujo.....	68
Figura 4-2: Elemento diferencial de volumen sujeto a estudio	71
Figura 4-3: Vista isométrica frontal de la representación tridimensional del secador de lecho fluidizado, Autodesk Inventor 2013.....	85
Figura 4-4: Acercamiento de la vista inferior del primer difusor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.....	86
Figura 4-5: Segundo difusor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.	86
Figura 4-6: Tercer difusor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.	87
Figura 4-7: Perfil de velocidad en la salida distribuidor	89
Figura 4-8: Marcación de los puntos de una magnitud importante gradiente de velocidad en el dominio del sistema.....	90
Figura 4-9: Perfil de velocidad en la salida distribuidor.	93
Figura 4-10: Marcación de los puntos de una magnitud importante gradiente de velocidad en el dominio del sistema.....	93
Figura 5-1: Cambio de altura del lecho de expandido a fluidizado vs velocidad	97
Figura 5-2: Caída de presión vs velocidad.....	98
Figura 5-3: Ubicación de sensor para el proceso de calibración.....	98

Figura 5-4: Perfil de velocidad en el primer distribuidor	99
Figura 5-5: Perfil de velocidad segundo distribuidor	100
Figura 5-6: Perfil de velocidad tercer distribuidor	100
Figura 5-7: Caída de presión en los distribuidores de aire	101
Figura 5-8: Curva de calibración de distribuidor	102
Figura 5-9: Determinación de la velocidad de fluidización en café seco y húmedo	103
Figura 5-10: Variación de altura del lecho por el incremento de la velocidad	104
Figura 5-11: Cambio de porosidad vs velocidad	105
Figura 5-13: Vistas laterales de los contornos de velocidad de aire para el equipo en ausencia de distribuidores	106
Figura 5-14: Vista superior de los contornos de velocidad de aire para el equipo en ausencia de distribuidores	107
Figura 5-15: Vista lateral de los contornos de velocidad en el interior de la recámara de secado utilizando el primer difusor de aire	108
Figura 5-16: Vista frontal del perfil de velocidad	109
Figura 5-17: Vista isométrica de los contornos de velocidad en el interior de la recámara de secado utilizando el segundo difusor de aire	110
Figura 5-18: Vista lateral de los contornos de velocidad en el interior de la recámara de secado utilizando el tercer difusor de aire	111
Figura 5-19: Vista frontal de los contornos de velocidad en el interior de la recámara de secado utilizando el tercer difusor de aire	111
Figura 5-20: Curvas de secado a 60 °C con variación de velocidad a 6 rangos diferentes	112
Figura 5-21: Curvas de rapidez de secado a 60 °C con variación de velocidad a 6 rangos diferentes	113

Figura 5-22: Cuervas de secado a 60 °C velocidades de 10.81, 9.09, 6,23 m/s.	114
Figura 5-23: Cuervas de rapidez de secado a 60 °C velocidades de 10.81, 9.09, 6,23 m/s.....	115
Figura 5-24: Curvas de contenido de humedad en función del tiempo a 60 °C velocidades de 10.81, 9.09, 6,23 m/s.....	115
Figura 5-25: Comportamiento de la humedad y temperatura en función del tiempo a 60 dentro de la camara de secado durante las corridadasa.°	116
Figura 5-26: Comparación de los resultados experimentales y el resultado de simulación para la humedad en aire con respecto al tiempo.....	117
Figura 5.27: Curvas de validacion de la presión en la recamara, experimental contra simulacion.	118

Lista de Tablas

	Pág.
Tabla 1-1: Clasificación de las partículas Gerdart (1973).	27
Tabla 2-1: Contenido de humedad del café	36
Tabla 2-2: Características del café.	39
Tabla 2-3: Cambio de las propiedades por la pérdida de humedad.	40
Tabla 2-4: Características del lecho con tres cargas de café diferente.	44
Tabla 4-1: Parámetros establecidos en <i>Ansys® Fluent® 13</i> para el modelo de turbulencia κ - ϵ en su versión estándar.	76
Tabla 4-2: Coordenadas de especificación de presión.	88
Tabla 4-3: Desarrollo del tamaño de malla para la primera propuesta del distribuidor de la cámara industrial de secado.	91
Tabla 4-4: Dominio de la primera propuesta para el distribuidor de aire.	91
Tabla 4-5: Desarrollo de la independencia de malla para la segunda propuesta del distribuidor.	92
Tabla 4-6: Dominio de la segunda propuesta del distribuidor de aire.	92
Tabla 4-7: Desarrollo del tamaño de malla para la segunda propuesta del distribuidor	94

Introducción

El Laboratorio de Ingeniería Química de la Universidad Nacional de Colombia sede Bogotá, no contaba con un equipo para el estudio de la operación de secado en lecho fluidizado y/o la caracterización de otras operaciones relacionadas con la fluidización. En consecuencia, dada la amplia aplicabilidad de estas operaciones a nivel industrial, resulta de interés disponer de una unidad experimental para realizar pruebas a escala piloto, con las ventajas que esto representa para la docencia y la investigación asociadas con los programas de las Ingenierías Química, Mecánica y Agrícola. Por esta razón se planteó como objetivo general del trabajo la construcción de una planta piloto para el secado de café por lecho fluidizado, lo que implicó su diseño y puesta a punto.

El equipo piloto mencionado permite estudiar la operación de secado en lecho fluidizado, con el propósito de adquirir información indispensable para su posterior escalamiento. Se consideraron variables como temperatura, velocidad del agente secante y carga de material a secar con el fin de establecer el tiempo requerido para alcanzar el contenido de agua deseado del producto.

Esta operación tiene una serie de ventajas derivadas de las condiciones de flujo, caracterizado por la turbulencia, que sumada al área de contacto da origen a *fluxes* elevados de calor y de masa, con una menor dispersión de temperatura y de humedad, condiciones todas que garantizan la homogeneidad de los productos y un fácil control del secado en lecho fluidizado con aire caliente el cual se aplica en el procesamiento, entre otros, de alimentos, polímeros y fármacos, cuya estructura sea granular (*pellets* de tamaño y forma regular o partículas irregulares).

En cuanto al café, material seleccionado para someterlo a secado, no hay duda acerca de la importancia que tiene para el país; por ejemplo, en 2013 se produjeron 10.9 millones de sacos de 60 kg y se exportaron 9.1 millones¹. El valor de la cosecha se estimó en COP\$3.375.986 millones y el valor de las exportaciones fue de US\$2.159,29 millones (constantes a diciembre de 2013)².

El documento escrito se organizó en 5 capítulos. En el primero se hace referencia al material a secar, a los fundamentos de la operación de secado y a las diversas clases de secado utilizadas en el procesamiento del café, con énfasis en la fluidización. En el capítulo dos se presentan las bases para el diseño de la planta piloto y en particular, en cuanto a la columna de secado por lecho fluidizado, se hace referencia a conceptos básicos como velocidad mínima de fluidización, fracción de vacío, esfericidad, densidad del lecho y densidad del material, así como a las propiedades del agente de secado. En el tercer capítulo se define el diseño de los diferentes componentes de la planta, se describen las unidades, accesorios e instrumentos, para el ensamblado del equipo con sus accesorios básicos y ensayos de evaluación. En el capítulo cuatro, con apoyo en la dinámica computacional de fluidos (CFD, por sus siglas en inglés), en el ambiente *Ansys® Fluent®*, se simulan el comportamientos de los distribuidores y corridas experimentales, para comprobar, el ajuste con la variación del porcentaje de humedad del aire con el tiempo, entre el modelo matemático de la utilidad y los datos reales. Finalmente, en el quinto capítulo se presentan las conclusiones y recomendaciones derivadas del trabajo.

¹ PORTAFOLIO.CO (Eds). Producción de café en Colombia sube 41% en 2013 [En línea]. En: Portafolio. 3, enero, 2014 [citado el 17 de diciembre de 2014]. Disponible en Internet: <<http://www.portafolio.co/economia/produccion-cafe-colombia-2013-0>>.

²FEDERACIÓN NACIONAL DE CAFETEROS DE COLOMBIA. Estadísticas históricas. Información estadística cafetera [En línea]. En: Federación Nacional de Cafeteros de Colombia. s.f. [Citado el 17 de diciembre de 2014]. Disponible en Internet: <http://www.federaciondecafeteros.org/particulares/es/quienes_somos/119_estadisticas_historicas/>.

1. Capítulo I. Marco teórico

En este capítulo se recogen algunas generalidades del café y la operación de fluidización para vincularlos con operación de secado por lecho fluidizado de café, lo que hace necesario una breve conceptualización del producto como la operación de secado.

Se consideran algunas definiciones y resúmenes del secado como fluidización y sus estados y métodos de hallar la velocidad mínima de fluidización.

1.1 Generalidades

El café arábigo, especie *coffea arabica* es un producto de origen agrícola, el cual se encuentra difundido en países tropicales como Etiopía, México y Colombia. La otra especie de mayor producción, *coffea Robusta*, se cultiva en Brasil, Vietnam, Indonesia y Uganda.

En Colombia, los principales departamentos productores son: Caldas, Risaralda, Quindío, Nariño, Norte de Santander, Antioquia, Valle del cauca, Cundinamarca, Huila y Tolima, en donde se combinan aspectos topográficos y climáticos favorables.

Estas zonas cafeteras se ubican sobre las laderas de las cordilleras andinas, en altitudes que oscilan entre 1200 y 1800 msnm; los suelos son de origen volcánico, ígneo, metamórfico o sedimentario; la temperatura varía entre 19 y 21.5°C; las lluvias entre 1800 y 2800 mm/año y la luminosidad entre 1600 y 2000 horas de sol/año. La conjugación de

estas condiciones brinda las características químicas al café, entre las que se destacan el contenido de agua (50- 52%), la materia grasa (15-20%), las proteínas (11%) y los alcaloides (1-1,5%). También tiene contenido de minerales como potasio, calcio, magnesio y fósforo, así como de ácidos clorogénicos.

La calidad del café se garantiza con una selección adecuada del grano en la recolección manual del fruto maduro y con un cuidadoso proceso de poscosecha en el que se acentúan las características requeridas para obtener una bebida con el aroma, la suavidad, la acidez y el cuerpo apropiados.

1.1.1 El secado

La operación de secado es de gran importancia para la industria; de ahí la necesidad de estudiarla a fondo para entender los fenómenos involucrados. El objetivo de la operación radica en la eliminación total o parcial de la sustancia que constituye la humedad del sólido, lo cual implica un cambio de fase, que requiere a su vez el aporte de energía. En consecuencia, en esta operación se integran los fenómenos de transferencia de calor y de masa.

La operación de secado se utiliza en la industria para la adecuación de materias primas y productos terminados. Existen diversas técnicas y equipos para eliminar parcial o totalmente humedad de un sólido, bajo condiciones controladas, por *evaporación* o *sublimación* en una corriente gaseosa con el propósito de darle características específicas. El secado se clasifica en directo cuando existe contacto entre el agente secante y el material a secar e indirecto cuando dicho contacto no existe. En este último caso la operación normalmente se lleva a cabo en secadores a vacío, de bandejas o rotatorios. El secado o deshidratación de alimentos, y de otros productos, impide la proliferación de microorganismos y la actividad enzimática que pueden deteriorarlos durante su almacenamiento, aumenta la vida útil, mejora la apariencia y facilita la manipulación y el transporte.

Para llevar a cabo esta operación, se han desarrollado varios equipos, entre los cuales se encuentran los denominados secadores por dispersión, en lecho fluidizado, en los cuales

el material, en forma de partículas sólidas, es suspendido por la acción de una corriente de gas, con frecuencia aire, que actúa como agente secante. Estos secadores se caracterizan por los *fluxes* elevados de transferencia de calor y de materia, fenómenos que ocurren simultáneamente.

Son muchos los fenómenos, dentro del material y en el exterior, que confluyen en una operación de secado, más aún cuando se trata de un lecho fluidizado, lo cual hace más compleja la posibilidad de garantizar su control. A manera de ejemplo, la reducción continua de la densidad del material obliga a realizar los ajustes necesarios si se desea mantener la velocidad del gas o la altura del lecho.

En la mayor parte de las plantas de transformación físico-química se utiliza la operación de secado para acondicionar la humedad de las materias primas, los productos intermedios o los productos de consumo. En el caso del café, el secado es una de las etapas de su beneficio, en la cual se agrega valor al producto y se mejoran las condiciones para su conservación y transporte, así como para el posterior procesamiento industrial.

Cuando en este documento se haga referencia al café, como material a secar, debe entenderse que el contenido de humedad equivale a contenido de agua, para homogenizar el léxico asociado con la operación de secado se referencian algunas **definiciones básicas, a saber:**

Contenido de humedad de un sólido: se expresa por lo común como la cantidad de humedad por unidad del peso del sólido húmedo o seco.

Contenido de humedad, base húmeda: es la cantidad de agua que contiene el sólido referido al sólido húmedo (sólido seco + agua), en función del porcentaje en peso. $(\text{Kg Humedad} / \text{kg sólido húmedo}) \times 100$.

Contenido de humedad, base seca: es la cantidad de agua referida al sólido seco $(\text{kg Humedad} / \text{kg sólido seco}) \times 100$.

Contenido de humedad en equilibrio (X^*): Es el contenido de humedad de una sustancia que está en el equilibrio con una presión parcial dada del vapor.

Contenido crítico de humedad (X_c): es el contenido de humedad cuando concluye el periodo de velocidad constante..

Humedad ligada: *Humedad mínima necesaria para el cuerpo se comporte como higroscópico* en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio menor que la del líquido puro a la misma Temperatura. (Treybal, 1999).

Humedad no ligada: Se refiere a la humedad contenida en una sustancia que ejerce una presión de vapor en el equilibrio igual a la del líquido puro a la misma temperatura. (Treybal, 1999).

Contenido de humedad libre (X): La humedad libre es la humedad contenida por una sustancia en exceso de la humedad en el equilibrio: $X - x^*$. Sólo puede evaporarse la humedad libre; el contenido de humedad libre de un sólido depende de la concentración del vapor en el gas. (Treybal, 1999).

Desde un punto de vista de ingeniería, es fundamental determinar la velocidad de secado, de la cual depende el tiempo de secado. La velocidad de secado depende tanto del material a secar como de las condiciones del agente secante. Estas últimas se refieren a la humedad, la temperatura y la velocidad. En cuanto al material, su naturaleza y estructura depende el movimiento de la humedad en su interior y la temperatura máxima a la que puede ser expuesto. Finalmente, la velocidad de secado depende de la clase de humedad, del área de contacto y de la disposición geométrica sólido-agente secante.

El contenido de humedad, base húmeda, se calcula con la siguiente expresión.

$$X_h = \frac{m_A}{m_b} = \frac{m_a}{m_A + m_s} = \frac{\text{Kg de humedad}}{\text{Kg de solido humedo}} \quad (1.1)$$

El contenido de humedad, base seca, expresa la humedad de un material como porcentaje del peso del sólido seco.

$$X_s = \frac{m_A}{m_s} = \frac{\text{Kg de humedad}}{\text{Kg de materia seca}} \quad (1.2)$$

1.1.2 Secadores de café

El secado del café se realiza básicamente por dos métodos: natural o mediante equipos especialmente diseñados para este propósito.

El secado al sol se realiza en patios de cemento, sobre lonas, en camas o parihuelas, en túneles o en *elbas*. En el sistema que se realice se debe contar con superficies lisas y limpias, evitando lugares donde se acumulen granos que con el tiempo se llenan de hongos y contaminan el café.

El secado natural, se extiende los granos en patios de cemento o sobre lonas, este es el método más antiguo usado por los caficultores.

Las camas o parihuelas; consisten en una estructura cuya superficie es perforada, usualmente en forma de rejilla, este es el más eficiente y se logran mejores resultados.

Los túneles son útiles en la zona cafetera de Colombia, que se caracteriza por ser muy lluviosa en época de cosecha; el túnel, que debe contar con buena ventilación, protege al café de la lluvia.

Las *elbas*, se utilizan para el secado de café y de cacao, son carros que se mueven por rieles, en áreas parcialmente techadas. Cuando hay sol se sacan los carros y el café se seca, de noche o en días de lluvia se entran todos los carros y el café queda protegido.

El secado al sol presenta inconvenientes por contaminación por polvos o residuos extraños, e infestación por insectos, animal y humana, además secados incompletos,

riesgos de lluvias y mayor tiempo de secado, estos cambios en las condiciones evidencia la necesidad del secado por otras técnicas

Los equipos utilizados en Colombia para secar el café pergamino son los bombos o guardiolas, las torres de secado y los silos. El resultado es un café pergamino seco que posteriormente es transportado a los puntos de compra o las cooperativas donde continúa con las siguientes fases del proceso de comercialización para continuar la cadena de valor.

Los bombos o guardiolas son grandes tambores rotatorios en los que se carga el café, estos pueden ser directos o indirectos los cuales aseguran la homogeneidad de secado, menor tiempo de secado con mayores caudales de aire.

Torres de secado: son una serie de bandejas dispuestas unas encima de otras sobre un eje central rotatorio. La alimentación de sólidos es sobre la bandeja superior la cual está expuesta a una corriente de aire o gas caliente que pasa sobre las bandejas. El sólido es descargado por medio de un raspador y pasa a la bandeja inmediatamente inferior.

El silo de secado: son recipientes cilíndricos de gran tamaño en los cuales el producto se almacena y circula un gas caliente para retirar la humedad, del producto generalmente dispuesto en capas o un ducto en la zona central donde pasa el fluido.

En los equipos de secado de café la temperatura máxima es de 60°C y generalmente el movimiento mejora el proceso de transferencia de masa y temperatura para la homogeneidad del secado final, para asegurar un contenido de humedad entre 10–12% en los granos de café.

1.2 Fluidización

La fluidización es una operación en la cual se utiliza una corriente ascendente de un fluido para suspender las partículas sólidas que conforman un lecho. Este efecto hace que el

comportamiento de los sólidos se aproxime al de un fluido; de ahí que el conjunto de partículas suspendidas se conozca como lecho fluidizado.

El lecho fluidizado tienen múltiples aplicaciones en la industria, de acuerdo con Kunii (1991) se agrupan de la siguiente manera:

“Procesos físico-mecánicos: como la clasificación de partículas según su tamaño, forma o densidad, el lavado o lixiviación, la cristalización y el intercambio de calor.

Procesos químicos: como la adsorción (quimisorción), el intercambio iónico, la gasificación y las reacciones biológicas”³.

La velocidad del fluido es el factor que determina el estado del lecho. Cuando éste es insuficiente para mover las partículas el lecho es estacionario. Si la velocidad aumenta en una proporción adecuada se logra separar las partículas y mantener el lecho expandido, la fluidización se alcanza cuando el movimiento de las partículas se asemeja al de un fluido.

La fluidización ha sido objeto de estudio por parte de varios investigadores, quienes clasificaron los lechos por su comportamiento, generaron teorías y correlaciones matemáticas teniendo en cuenta sus particularidades.

La primera aplicación de importancia a nivel industrial tuvo lugar a comienzos de los años 1940, con los procesos de craqueo catalítico y ha partir de lo cual la fluidización se difundió ampliamente.

Los investigadores han concebido teorías sobre el comportamiento de los lechos fluidizados, haciendo énfasis en aspectos particulares como la pérdida de carga, la velocidad de ascenso de las burbujas, la fracción de vacío o las fluctuaciones de presión, cada una de las cuales está asociada con el respectivo modelo matemático, se han

³ KUNNI, Daizo y LEVENSPIEL, OctaveKunii D. y Levenspiel O. Fluidization Engineering. New York, United States of America: John Wiley, 1991. p.15-58

propuesto modelos más sofisticadas con base en observaciones apoyadas en sensores ópticos y rayos láser.

Como es usual, estos estudios se han hecho en fase experimental en instalaciones piloto, a partir de cuyos resultados no siempre es posible realizar el escalado, por lo que en las aplicaciones industriales se requiere ajustar las condiciones de operación

1.2.1 Tipos de lechos

Para una sección transversal constante, a medida que aumenta la velocidad del fluido, es posible identificar diferentes estados de los lechos.

a. Lecho fijo: cuando la velocidad es mínima, las partículas permiten el paso del fluido sin separarse, por lo que la altura del lecho y la fracción de vacía o porosidad se mantienen constantes. En este estado el fluido experimenta una caída de presión elevada y el movimiento de las partículas se limita a pequeñas vibraciones (Figura 1-1a).

b. Lecho prefluidizado (lecho expandido): al aumentar la velocidad, se alcanza un valor a partir del cual todas las partículas se afectan. El lecho en su conjunto se expande, aumentando su volumen, la porosidad y la caída de presión, la cual alcanza un máximo. Se trata de un estado de transición entre el lecho fijo y el fluidizado (Figura 1-1b).

c. Lecho fluidizado: al continuar el incremento de la velocidad del gas, las partículas quedan suspendidas en el medio, aumentando la porosidad del lecho. En este estado la fuerza de fricción entre el fluido y las partículas se equilibra con el peso de éstas, y desaparece la componente vertical de las fuerzas de compresión y adyacentes entre las partículas, lo que da lugar a la estabilización de la caída de presión. (Figura 1-1c). Un lecho fluidizado cuya fracción vacía está por debajo de 10% se caracteriza como fase densa, de lo contrario, se caracteriza como fase dispersa. La porosidad depende, entre otras, de la naturaleza del sólido y del fluido, de las condiciones de operación y del diseño del distribuidor.

Figura 1-1: Estado del lecho.

Es posible observar comportamientos inestables del lecho fluidizado cuando están constituidos por partículas de baja densidad en gases de densidad elevada, o partículas de alta densidad en líquidos poco densos⁴. Algunos de estos comportamientos son:

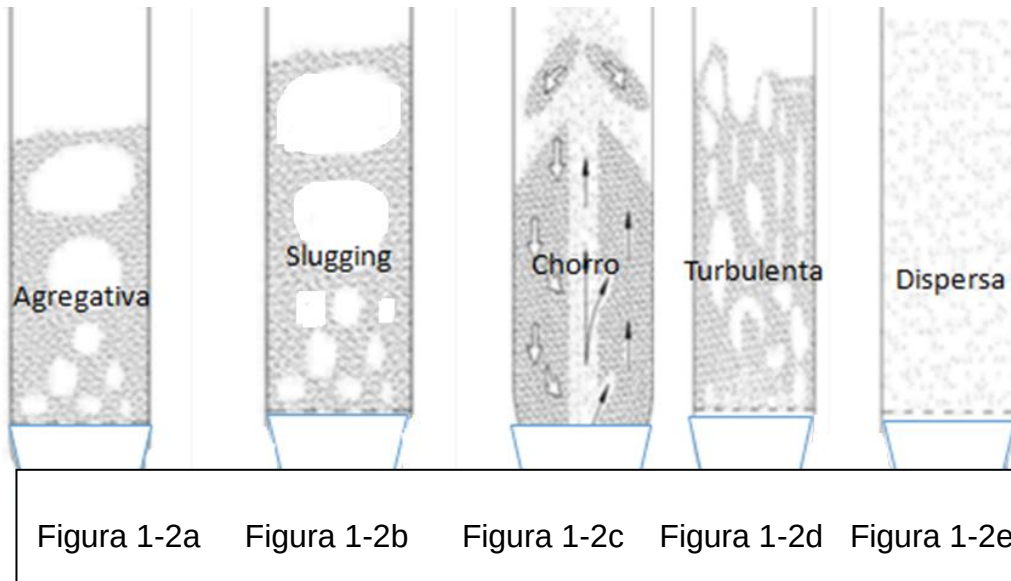
- a. . Fluidización agregativa: se presenta cuando las densidades del sólido y del fluido son diferentes, las partículas son grandes y la velocidad mínima de fluidización es relativamente alta, el lecho se expande mucho más de su volumen de mínima fluidización. Las burbujas producidas ascienden y se rompen en la parte superior dando origen a la formación de aglomerados. Figura 1-2a.
- b. Fluidización *slugging*: se presenta en lechos de elevada longitud y pequeño diámetro, las burbujas pueden llegar a ser lo suficientemente grandes como para extenderse a lo ancho del depósito. Se produce entonces lo que se conoce como

⁴ BARREIRA MORENO, Victor Manuel. Estudio Hidrodinámico de un Lecho Fluidizado. Tesis Ingeniería Industrial. Madrid: Universidad Carlos III de Madrid. 2007. 118 p.

fenómeno de “*slugging*” o (seccionado), caracterizado por la aparición de bolsas de gas de diámetro próximo al del ducto, las cuales ascienden empezando a segregar con el cambio de altura en el lecho. Figura 1-2b

- c. Fluidización chorro: se presenta cuando la densidad del sólido y del fluido no son muy diferentes, en lechos de partículas finas la velocidad es del fluido se concentra en el centro por las perforaciones estar centradas Figura 1-2c.
- d. Fluidización turbulenta: a una velocidad del gas alta para superar el valor de la velocidad terminal de los sólidos, el arrastre de partículas llega a ser apreciable por lo que desaparece la superficie superior del lecho y en lugar de burbujas se observa un movimiento vigoroso del grupo de sólidos y el espacios de gas de varios tamaños y formas. Figura 1-2d.
- e. Fluidización Dispersa: todas las partículas del lecho son removidas por el incremento en la velocidad del fluido, por lo que el lecho deja de existir y la porosidad tiende a aumentar, este se denomina fluidización de fase de transporte neumático. Figura 1-2e.

Figura 1-2: Comportamientos inestables del lecho fluidizado



1.2.2 Métodos para determinar la velocidad mínima de fluidización

La determinación de la velocidad mínima de fluidización comúnmente se realiza por el método de la pérdida de carga y el método de la desviación típica de las fluctuaciones de presión y método experimental.

- ***Método de pérdida de carga***

El método está basado en establecer la equivalencia entre el peso del lecho y el flujo de gas entre la fracción vacía del lecho; la aproximación de las relaciones se obtiene asumiendo el flujo de gas alrededor de una esfera y sus interacciones hasta lograr la fluidización⁵.

La pérdida de carga en lecho de partículas, es la disminución de presión en un fluido, debida a la fricción de las partículas entre sí o contra las paredes que las conducen y el fluido.

Al aumentar la velocidad superficial del gas, la pérdida de carga en el lecho aumenta hasta un punto donde atenúa su variación hasta llegar a una zona en la que se mantiene constante, en la cual se expande el lecho y se alcanza el estado de movilidad y mezcla sostenida de las partículas. En este punto el empuje ejercido por el gas sobre las partículas iguala y alcanza a superar el peso aparente del lecho, de forma que las partículas se encuentran suspendidas en el gas, y su movilidad permite la mezcla de las partículas. La velocidad en la que ocurre la transición a lecho fluidizado es la velocidad mínima de fluidización.

⁵ CARMAN, Philip Crosbie. Flow of gases through porous media. New York, Academic Press, 1956. 182 p.

KOZENY, J. Ueber kapillare Leitung des Wassers im Boden. En: Sitzungsber Akad. Wiss., Wien. 1927. vol. 136(2a): p. 271-306.

Para obtener la pérdida de carga en un lecho se considera un volumen equivalente a un gradiente de presión uniforme.

El comienzo de la fluidización está asociado a la pérdida de carga del gas a lo largo del lecho que es igual al peso aparente de todas sus partículas, por unidad de área de lecho perpendicular a la dirección del flujo. En general se puede escribir:

$$\text{pérdida de carga del lecho} = \frac{\text{peso aparente de las partículas del lecho}}{\text{sección transversal del lecho}} \quad (1.3)$$

Para hallar la pérdida de carga se usa la siguiente expresión o su simplificación.

$$\Delta_p = \frac{(\rho_p - \rho_g)LA(1 - \varepsilon)g}{A} \quad (1.4)$$

Simplificando la ecuación se tiene:

$$\Delta_p = (\rho_p - \rho_g)L(1 - \varepsilon)g \quad (1.5)$$

Δ_p . Pérdida de carga entre dos puntos (Pa)

ρ_p . Densidad de partículas (kg/m³)

ρ_g . Densidad del gas (kg/m³)

A . Área de la sección transversal (m²)

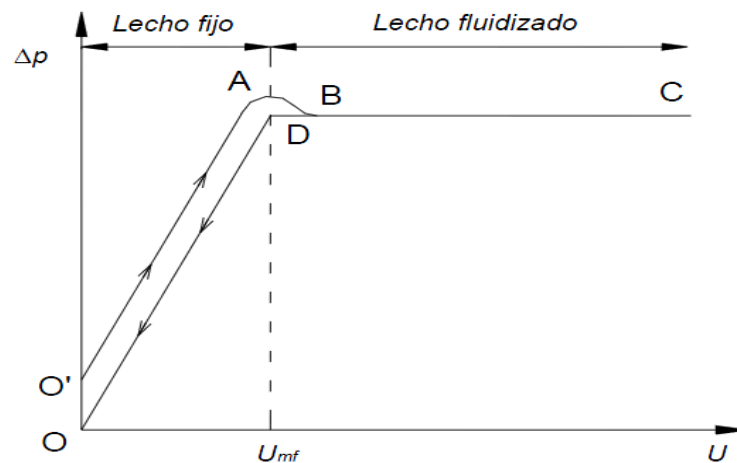
L . Altura del lecho (m)

ε . Fracción de vacío (m)

g . Gravedad m/s²

La pérdida de carga del gas a través del lecho cambia en función de la velocidad superficial del gas de como se muestra en la Figura 1-3.

Figura 1-3: Evolución de la pérdida de carga en el lecho por fluctuaciones de presión Δp con respecto de la velocidad superficial del gas U .



La figura presenta una forma diferente si se varía la velocidad del gas en sentido ascendente ($O'ABC$) o descendente (ODC), evidenciando la existencia del efecto de histéresis. Existe mayor pérdida de carga en el tramo $O'AB$ de la curva tomada desde cero en sentido ascendente ocasionada por el arreglo, contacto y las fuerzas de fricción entre las partículas del lecho, con el incremento de velocidad del gas. En la curva de sentido descendente no se da este comportamiento pues no se debe superar el estado de reposos del lecho. Luego de la fluidización el lecho queda ligeramente expandido aumentando la fracción vacía.

Se destacan unas fracciones $O'A/OD$ que corresponde al estado de lecho donde la pérdida de carga aumenta con la velocidad superficial del gas el tramo determinado por los segmentos BC/DC , para el estado de lecho fluidizado, donde la pérdida de carga permanece constante frente al aumento de velocidad del gas.

En los tramos BC/DC se definen el comportamiento del lecho en estado fluidizado y en ella se aplica la Ecuación (1.4).

Por otra parte, los tramos O'A/OD corresponden al lecho fijo, donde el movimiento relativo entre las partículas es nulo y su separación permanece constante. En este espacio, la relación entre la pérdida de carga y la velocidad del gas se determina mediante la expresión propuesta por Ergun⁶ (Ecuación 1.6).

$$\frac{\Delta_p}{L} = 150 \frac{(\mu_g U (1 - \varepsilon))^2}{d_p^2 \varepsilon^3} + 1,75 \frac{\rho_g U^2 (1 - \varepsilon)}{d_p \varepsilon^3} \quad (1.6)$$

$$\left[\begin{matrix} \text{componente} \\ \text{laminar} \end{matrix} \right] \left[\begin{matrix} \text{Componente} \\ \text{turbulenta} \end{matrix} \right]$$

Cuando la partícula no sea esférica se reemplaza el d_p por la esfericidad:

$\phi = \frac{d_p}{d_{esf}}$	(1.7)
------------------------------	-------

Δp Pérdida de carga entre dos puntos (Pa)

μ_g Viscosidad dinámica del gas fluidizante (kg/s*m)

U Velocidad superficial del fluido (m/s).

d_p Diámetro de la partícula

ϕ Esfericidad

⁶ ERGUN, Sabri y Orning, A. A. Fluid Flow Through Packed Columns. En: Chemical Engineering Progress, 1952. no. 48, p. 89-94.

Según Ergun en 1952⁷ al experimentar con un amplio rango de tamaños y formas de partículas, variando los flujos entre régimen laminar y turbulento, se generan los cambios de presión.

En condiciones de flujo laminar domina el primer término de la ecuación; la pérdida de carga aumenta de forma lineal con la velocidad superficial del gas, independiente de su densidad. En condiciones de flujo turbulento domina el segundo término y la pérdida de carga aumenta con el cuadrado de la velocidad, siendo independiente de la viscosidad del gas.

En Número de Reynolds (Ecuación 1.8) se considera para flujo laminar cuando $Re < 10$ y flujo turbulento para $Re > 2000$. Pero en la práctica, se utiliza generalmente la expresión de Ergun para determinar la pérdida de carga en el lecho fijo para todo el rango y condiciones de flujo, sin atender al régimen en que se esté evaluando; en este estudio se seguirá dicha consideración.

$Re = \frac{U d_p * \rho_g}{(1 - \varepsilon) \mu_g}$	(1.8)
---	-------

Re Numero de Reynolds

μ_g Viscosidad dinámica del gas fluidizante (kg/s*m)

U Velocidad superficial del fluido (m/s)

ρ_g Densidad del gas

d_p Diámetro de la partícula

⁷ Ibid.

La velocidad mínima de fluidización, se logra después de la transición del estado expandido a fluidizado para su cálculo se iguala la expresión de pérdida de carga en el lecho fijo (Ecuación 1.6), en las condiciones de mínima fluidización, con la expresión de pérdida de carga en el lecho fluidizado (Ecuación 1.9). Se obtiene:

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2 u_g U_{mf}}{d_p^2 \varepsilon_{mf}^3} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon) \rho_g U_{mf}^2}{d_p \varepsilon_{mf}^3} \quad (1.9)$$

g Aceleración de la gravedad: $9.81 \text{ (m/s}^2\text{)}$

ε_{mf} . Fracción de vacío del lecho de partículas al comienzo de la fluidización

U_{mf} . Velocidad de mínima fluidización (m/s)

La ecuación (1.9) permite determinar la velocidad de mínima fluidización, conocidas las propiedades de las partículas, del fluido y la fracción de vacío del lecho. Si se escribe en función del número de Reynolds para evaluar el movimiento entre el fluido y la partícula, en función de la velocidad y el número de Arquímedes se halla la interacción entre fluido y partícula en función de la diferencia de sus densidades,

De esta forma, multiplicando y dividiendo por $\frac{U_g^2}{\rho_g d_p^3}$ se tiene:

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2 U_g^2 U_{mf}}{\varepsilon_{mf}^3 d_p^3 \rho_g u_g} + 1,75 \frac{(1 - \varepsilon_{mf}) u_g^2 U_{mf}^2 d_p^2 \rho_g^2}{\varepsilon_{mf}^3 \rho_g d_p^3 u_g^2} \quad (1.10)$$

Simplificando se puede escribir del siguiente modo:

$$(1 - \varepsilon_{mf})(\rho_p - \rho_g)g \frac{\rho_g d_p^3}{u_g^2} = 150 \frac{(1 - \varepsilon_{mf})^2}{\varepsilon_{mf}^3} Re_{mf} + \frac{(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (0.11)$$

Donde Re_{mf} es el número de Reynolds para mínima fluidización:

$$Re_{mf} = \frac{U_{mf} d_p \rho_g}{\mu_g} \quad (1.12)$$

Finalmente, la Ecuación (1.12 se puede escribir como se muestra a continuación:

$$Ar = 150 \frac{(1 - \epsilon_{mf})}{\epsilon_{mf}^3} Re_{mf} + 1,17 \frac{1}{\epsilon_{mf}^3} Re_{mf}^2 \quad (0.13)$$

Siendo Ar el número de Arquímedes para calcular la interacción entre fluido y partícula en función de la diferencia de sus densidades:

$$Ar = \frac{\rho_g (\rho_p - \rho_g) g d_p^2}{\mu_g^2} \quad (1.14)$$

ρ_p Densidad de partículas

ρ_g Densidad del gas

Ar Numero de Arquímedes

μ_g^2 Viscosidad del gas

ϵ_{mf} Fracción de vacío de mínima fluidización

• **Calculo experimental. Pérdida de carga**

Disponiendo del equipo lo que se pretende es calcular la velocidad mínima de fluidización, del gas en la selección del transversal del lecho donde se llevarán a cabo las corridas experimentales, durante la operación de fluidización.

La operación consiste en realizar una serie de ensayos experimentales de la pérdida de carga en el lecho contra la velocidad superficial del gas. En un rango que va desde el régimen de lecho fijo, hasta el de lecho fluidizado, estableciendo una correlación entre las dos variables para obtener la curva de comportamiento similar al de la gráfica en la Figura 0-4. Para obtener la velocidad de mínima fluidización:

$$\Delta_p = a + bU \quad (1.15)$$

Δ_p Pérdida de carga entre dos puntos (Pa)

a Recta de presión velocidad (Pa)

b Pendiente de la recta de presión velocidad ($\text{kg/s} \cdot \text{m}^2$)

U Velocidad superficial del fluido (m/s)

Los parámetros a y b se pueden determinar por análisis de regresión lineal, y con la ordenada correspondiente a la relación entre el peso de las partículas del lecho y la sección transversal de éste:

$$\Delta_p = \frac{(m_b g)}{A} \quad (1.16)$$

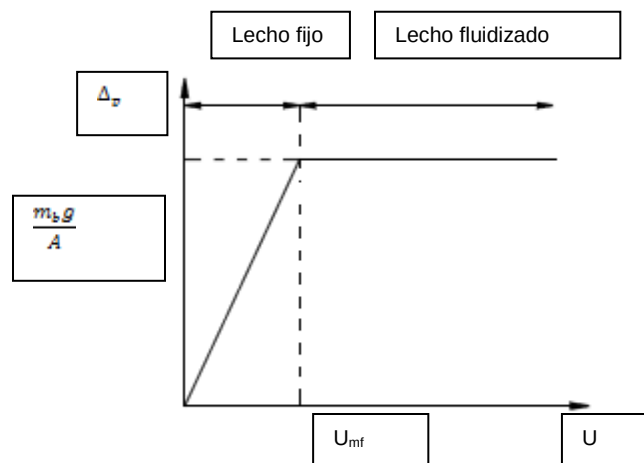
m_b Masa del lecho de partículas (kg)

A Área

De la intersección de ambas rectas se obtiene la velocidad de mínima fluidización:

$$U_{mf} = \frac{\frac{m_b g}{A} - a}{b} \quad (1.17)$$

Figura 1-4: Cálculo de la velocidad de mínima fluidización U_{mf} a partir de la pérdida de carga en el lecho Δp .



Este método permite determinar la velocidad de mínima fluidización de forma fácil, sin necesidad de conocer la fracción vacía del lecho al inicio de la fluidización, que es difícil de hallar con precisión, con las medidas de la pérdida de carga a distintas velocidades del gas, no requiere conocer la densidad o la geometría de las partículas y las propiedades del gas.

La variación de la velocidad superficial del gas se hace en sentido descendente, para evitar el posible incremento de pérdida de carga debido a las fuerzas de atracción entre partículas (tramo O'AB en la Figura 1.2)⁸.

• **Método de fluctuaciones de presión en el lecho**

El método en cuestión, consiste en medir las fluctuaciones de presión en el lecho durante el cambio de estado hasta llegar a fluidizado. Las fluctuaciones de presión que son proporcionales al aumento de la velocidad.

Fueron Verloop y Herejes⁹ los primeros en utilizar el estudio de las fluctuaciones de presión en lechos burbujeantes para ellos era posible obtener la velocidad mínima de fluidización experimental sin interrumpir el proceso usando la desviación típica de las fluctuaciones de presión. Puncochar¹⁰ obtuvo la manera de hallar la velocidad mínima de fluidización (U_{mf}), en condiciones de operación, a través de la medida de las fluctuaciones de presión observó que la desviación típica de las mismas. Se representa la dependencia lineal entre la desviación típica de las fluctuaciones de presión y la velocidad superficial del gas.

$$\sigma_p = A + BU \quad (0.18)$$

σ_p Desviación típica de las fluctuaciones de presión (Pa)

⁸ BARREIRA MORENO, Victor Manuel. Estudio Hidrodinámico de un Lecho Fluidizado. Tesis Ingeniería Industrial. Madrid: Universidad Carlos III de Madrid. 2007. p.40-45

⁹

¹⁰

A Recta de presión velocidad (Pa)

B Pendiente de la recta de presión velocidad ($\text{kg/s}\cdot\text{m}^2$)

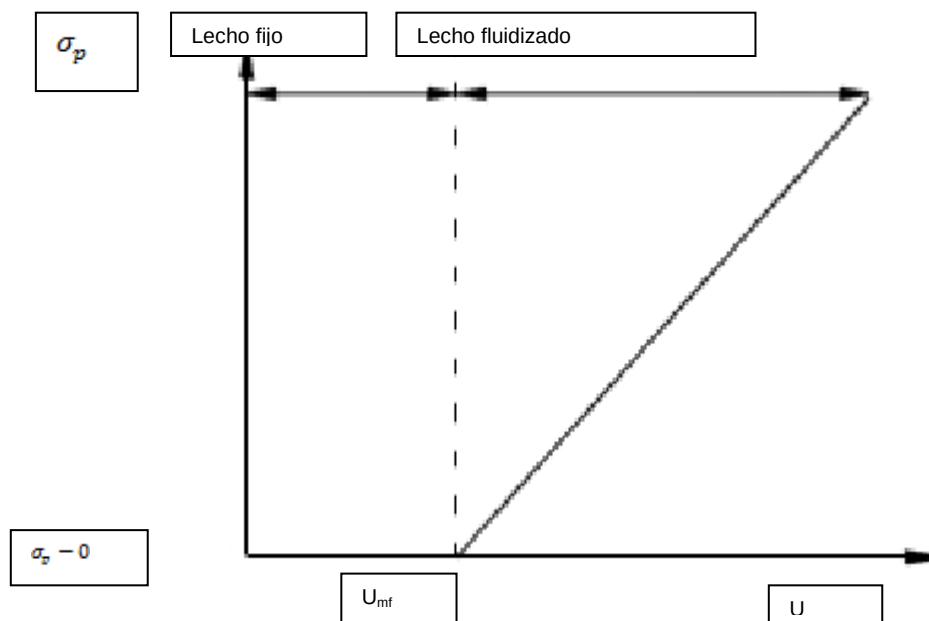
U Velocidad superficial del fluido (m/s)

Donde los parámetros A y B se pueden establecer por análisis de regresión lineal. Considerando que las fluctuaciones de presión en el lecho aparecen a velocidades del gas mayores a las de mínima fluidización.

Partir de la Ecuación 1.18 se obtiene el resultando U_{mf} es la intersección de la línea de tendencia de las fluctuaciones de presión con el eje de velocidades, donde $\sigma_p = 0$.

$$U_{mf} = -\frac{A}{B} \quad (1.19)$$

Figura 1-5: Cálculo de la velocidad de mínima fluidización U_{mf} a partir de la desviación típica de las fluctuaciones de presión σ_p .



Una forma de explicar este método, con base a las ecuaciones (1.18) y (1.19) es a partir de la energía mecánica del movimiento vibratorio de las partículas en el lecho fluidizado y la energía mecánica total E del oscilador vendrá dada por la suma de su energía cinética y de su energía potencial.

La energía mecánica media en las partículas por unidad de volumen del lecho, a una velocidad del gas superior a la mínima fluidización, se puede expresar de manera general como:

$$E(U) = E(U_{mf}) + E^* \quad (1.20)$$

E Energía mecánica media de las partículas del lecho (J)

E^* Energía debida a las irregularidades en el lecho de partículas (J)

U_{mf} Velocidad mínima de fluidización

Donde E^* es la contribución de energía debida a las irregularidades asociadas al estado fluidizado Puncochar¹¹. La expresión demuestra que la energía mecánica media es proporcional a la velocidad superficial del gas, con lo que se puede representar así:

$$E(U) = k_1(U_{mf}) \quad (1.21)$$

k_1 Parámetro de proporcionalidad entre E y U (kg·m/s)

Donde k_1 es un parámetro complejo, en función de las propiedades de las partículas y las condiciones de operación.

Suponiendo un régimen en el que todas las partículas se mueven en fase densa con el fluido, y por tanto a la misma frecuencia, es posible pensar que la energía debida a las irregularidades depende de las fluctuaciones de presión:

$$E^* = k_2 \sigma_p \quad (1.22)$$

k_2 Parámetro de proporcionalidad entre E^* y σ_p (m^3)

Donde k_2 es otro parámetro dependiente de las condiciones de operación.

Combinando las Ecuaciones 1.20, 1.21, 1.22 se puede obtener una interpretación física de la Ecuación 1.18:

$$k_1 U = k_1 U_{mf} + k_2 \sigma_p, \sigma_p = -\frac{k_1}{k_2} - \frac{k_1}{k_2} U_{mf} + \frac{k_1}{k_2} U \left\{ \begin{array}{l} A = -\left(\frac{k_1}{k_2}\right) U_{mf} \\ B = \frac{k_1}{k_2} \end{array} \right\} \quad (1.23)$$

Este método permite obtener la velocidad de mínima fluidización sin necesidad de conocer las propiedades de las partículas o del fluido; Además se aplica sobre el lecho en estado fluidizado, lo que resulta práctico en procesos en los que no se puede detener la fluidización.

1.2.3 Clasificación de las partículas Geldart

La clasificación de Geldart¹² 1973 para lechos corresponde con los resultados obtenidos experimentalmente sobre el comportamiento de las partículas a velocidad de mínima fluidización.

Sugiere una clasificación de las partículas en cuatro grupos, caracterizados por la diferencia de densidades $(\rho_p - \rho_g)$ y el tamaño de la partícula.

Grupo A: El tamaño de las partículas pequeñas y una densidad baja. $(\rho_p < 1,400 \text{ kg/m}^3)$ en el lecho se expande antes de que ocurra el burbujeo.

$$U_{mb}/U_{mf} > 1 \quad (1.24)$$

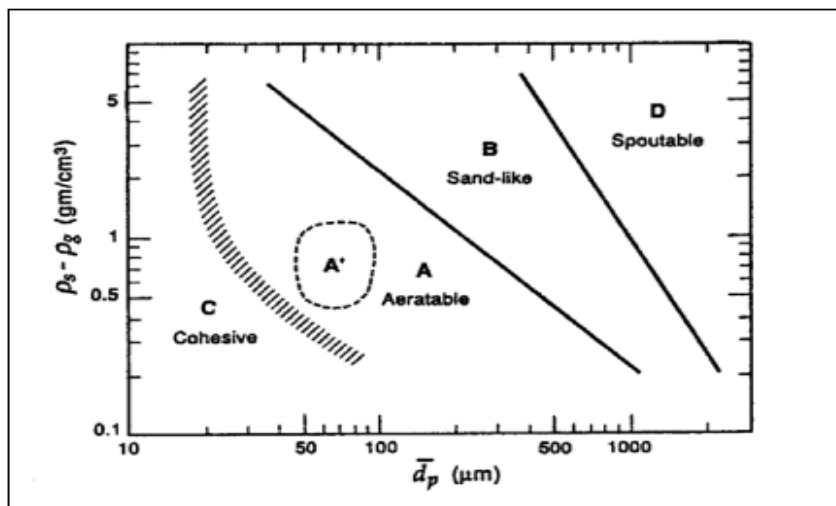
Grupo B: el tamaño de la partícula y la densidad son considerados como medianos. El burbujeo empieza en una naciente fluidización, la mayoría de las burbujas ascienden más rápido que el gas intersticial. El tamaño de la burbuja es independiente al tamaño de la partícula.

$$U_{mb}/U_{mf} \geq 1 \quad (1.25)$$

Grupo C: las partículas son cohesivas, es decir difícil de fluidizar.

Grupo D: Partículas largas y densas. Las partículas requieren de una velocidad mayor a las otras categorías para fluidizar.

¹² GELDART, D. Types of Gas Fluidisation. En: Powder Technology. 1973. no. 7, 285.

Figura 1-6: Clasificación de las partículas Geldart

Fuente: Kunii y Levenspiel (1991).

Tabla 1-1: Clasificación de las partículas Geldart (1973).

Aspecto	GRUPO C	GRUPO A	GRUPO B	GRUPO D
Denominación	Cohesivas	Aireable	Fácilmente Burbujeable	Spoutable
Ejemplo	Harina	Catalizador	Arena	Trigo
Diámetro de partícula para $\rho_s = 2,5 \text{ g/cm}^3$	$\leq 20 \mu m$	$20 < d_s \leq 90 \mu m$	$90 < d_s \leq 650 \mu m$	$> 650 \mu m$
Expansión	Baja	Alta	Media	Media
Forma burbuja	Canales sin burbujas	Base recta y superficie esférica	Redonda	Redonda
Características	Difícil	Fácil de fluidizar	Fácil de fluidizar	Spoutable

1.2.4 Diseño del plato distribuidor

Para el diseño de la geometría, del plato distribuidor se evalúa el área libre de paso del aire para conocer la velocidad en los orificios, de descarga a través de una restricción, la velocidad en los orificios puede calcularse como sigue.

$$U_{OR} = C d_{or} \left(\frac{2 \Delta P_g}{\rho_g} \right)^{0,5} \quad (1.26)$$

Donde $C d_{or}$ es el coeficiente de descarga.

El coeficiente de descarga es función del espesor del plato distribuidor o del arreglo de los agujeros. Hay diferentes correlaciones dependiendo del tipo del distribuidor. Se usa la relación que presenta Kunii y Levenspiel en función del número de Reynolds de lecho (D = diámetro del lecho, y la velocidad superficial en el lecho).

Tabla 1-2: Coeficiente de descarga para plato perforado.

$Re_t = \frac{DU\rho_g}{\mu}$	100	300	1000	2000	>3000
$C d_{or}$	0,68	0,7	0,68	0,61	0,60

Fuente: Kunii y Levenspiel (1991).

La relación entre U y U_{or} permite calcular el porcentaje de área libre de la placa de distribución. En efecto, la siguiente relación se satisface: fracción de área libre.

$$\frac{U}{U_{or}} = \frac{A_{or}}{A_T} = \text{fracción de área libre} \quad (1.27)$$

Donde A_T representa el área transversal total de la grilla y A_{or} el área total de los orificios. La fracción de área libre dada por la ecuación 1.24 no puede ser mayor que el 10% del número de agujeros de la grilla requeridos, para satisfacer la siguiente ecuación:

$$U = \frac{\pi}{4} d_{or}^2 U_{or} N_{OR} \quad (1.28)$$

Donde N_{OR} es el número de orificios totales en la placa, expresado por unidad de área.

1.2.5 Dimensionamiento del ciclón

El ciclón son equipo para separación de material particulado que se encuentra mezclados con un fluido, el estudio, el diseño de un ciclón se basa normalmente en familia de ciclón que tienen proporciones definidas.

Las principales familias de ciclones de entrada tangencial son: ciclón de alta eficiencia, ciclón convencional y ciclón de alta capacidad.

El ciclón de alta capacidad garantiza solamente la remoción de partículas mayores de 20 μm , aunque en cierto grado ocurra la colección de partículas más pequeñas, hay reportes que los han alcanzado eficiencias de recolección de 80 a 95 % para partículas de 5 μm .

La eficiencia fraccional por tamaño de partículas se calcula con la ecuación:

$$n_i = 1 - e \left[-2 * \left(\frac{G * T_i * Q * (n - 1)}{D_c^3} \right)^{\frac{0.5}{(n+1)}} \right] \quad (1.29)$$

En la cual:

n_i Eficiencia fraccional por intervalos de tamaño.

G Factor de configuración del ciclón.

T_i Tiempo de relajación para cada partícula, s.

Q Caudal de gas, m³/s.

D_c Diámetro del ciclón, m.

n Exponente del vórtice del ciclón

El parámetro G está relacionado con las proporciones del ciclón y T_i agrupa características del material particulado y del gas de arrastre.

La eficiencia total se calcula realizando la sumatoria del producto de las eficiencias fraccionales por la masa fraccional.

$$\eta_t = \sum n_i * m_i \quad (1.30)$$

En la cual:

η_t Eficiencia total

n_i Eficiencia fraccional

m_i Porcentaje másico, %.

La ecuación es la eficiencia al vacío o sin carga de partículas y se debe corregir cuando la concentración de partículas es mayor de 2 g/m³ a condiciones de referencia.

El factor de configuración resulta de relacionar algunas proporciones normalizadas por el diámetro del ciclón.

$$G = \frac{8k_c}{(k_a * k_b)^i} \quad (1.31)$$

En la cual:

k_c Actor dimensional de las proporciones volumétricas del ciclón

k_a Relación entre la altura de la entrada y el diámetro del ciclón (a/D_c).

k_b Relación entre al ancho de la entrada y el diámetro del ciclón (b/D_c).

El factor de configuración G es común para cada familia de ciclones.

El factor dimensional de las proporciones volumétricas del ciclón k_c se calcula con la ecuación.

$$K_c = \frac{\left(V_{sc} + \frac{V_R}{2}\right)}{D_c^3} \quad (1-29)$$

En la cual:

V_{sc} Volumen evaluado sobre la salida del ciclón, m^3 .

V_R Volumen evaluado sobre la longitud natural del ciclón (m^3), siempre que se cumpla la siguiente condición:

$$L < H - S \quad (1-30)$$

En la cual:

L = Longitud natural del ciclón, m.

H = Altura total del ciclón, m.

S = Altura de la salida, m.

1.2.6 Mezclas gas vapor

Cuando un gas o una mezcla gaseosa entran en contacto con una superficie líquida, recibe vapor del líquido, hasta que la presión parcial del vapor en la mezcla del gas iguala la presión de vapor del líquido a la temperatura existente.

En aplicaciones de secado, el gas es frecuentemente aire y el líquido agua. A pesar de que las unidades comunes de concentración (presión parcial, fracción molar y otras), se usan basadas en la cantidad total de gas y de vapor, para operaciones que involucran cambios en el contenido de vapor de una mezcla gas-vapor sin cambios en la cantidad de gas, es más conveniente usar unidades basadas en cantidades invariables de gas.

El aire húmedo es una mezcla de vapor de agua y gas, compuesto de una masa m_v m de vapor de agua y una masa m_G m de gas (aire seco). El contenido de humedad o la *humedad absoluta* puede expresarse como

$Y = \frac{m_v}{m_G}$	(1.31)
-----------------------	--------

La masa total puede escribirse en términos de la humedad y de la masa del gas

$m_G + m_v = m_G(1 + Y)$	(1.32)
--------------------------	--------

Usando la ley de los gases ideales para el vapor y la fracción de aire a volumen total constante V a Temperatura T,

$m_G = \frac{P_G V}{RT} M_G$	(1.33)
------------------------------	--------

$m_V = \frac{P_V V}{RT} M_V$	(1.34)
------------------------------	--------

Entonces:

$Y = \frac{P_V M_V}{P_G M_G}$	(1.35)
-------------------------------	--------

Usando la ley de Dalton de las presiones parciales $P = P_V + P_G$, se tiene:

$Y = \frac{P_V}{P - P_V} \frac{M_V}{M_G}$	(1.36)
---	--------

Cuando la presión parcial de vapor en el gas iguala la presión de vapor del líquido, se alcanza el equilibrio y se dice que el gas está saturado con vapor. La humedad absoluta de saturación es entonces:

$Y = \frac{P_V^s}{P - P_V^s} \frac{M_V}{M_G}$	(1.37)
---	--------

La humedad relativa (ψ) de una mezcla gas-vapor es una medida del grado de saturación y se define como la presión parcial del vapor en el gas, dividida entre la presión del vapor a la misma temperatura.

$\psi = \frac{P_V}{P_V^s}$	(1.38)
----------------------------	--------

1.2.7 Densidad del fluido

La densidad del fluido secante o un gas ideal su comportamiento está regido por la siguiente función para casos donde no se afecte las condiciones que gobierna su comportamiento:

$\rho_g = \frac{P * M}{R * T}$	(1.39)
--------------------------------	--------

P

Presión atmosférica

M Peso molecular

R Constante de los gases ideales

T Temperatura del aire

2. Capítulo II. Bases para el diseño de la planta

En este capítulo se realiza el análisis hidrodinámico de la operación de secado por lecho fluidizado, se consideran los factores relevantes para la operación y cómo se afectan durante el proceso como su interacción con el medio secante. Con este propósito se apelará a los modelos matemáticos apropiados para obtener las propiedades físicas y características del material mencionadas, densidad, esfericidad, diámetro y contenido de humedad, requeridas para determinar condiciones de operación como la velocidad mínima de fluidización, caída de presión, y características del lecho.

El material el café un producto agrícola, con características físicas apropiadas, cuyo aprovechamiento exige reducir su contenido de humedad, con la utilizar un método de secado diferente a los que tradicionalmente se emplean.

2.1 Contenido de humedad

Se determinó en un horno *thelco* a 105°C, hasta alcanzar peso constante¹³ y por pruebas de secado en la balanza determinadora de humedad *ABC 50 (Termogravimétrica)* para comparar entre los dos métodos. Adicionalmente, se realizaron secados en el TGA

(*Thermo Gravimetric Analysis*), equipo que permite mayor precisión, donde se comprobó la humedad y se obtuvo una primera aproximación de la curva de secado con flujo de aire.

El contenido de humedad del grano se calcula con base a la ecuación 1-1 y 1-2 y se obtuvieron los siguientes resultados

Tabla 2-1: Contenido de humedad del café

Secado en horno 105 °C			
Peso total	Peso Solido Seco	peso Humedad	% Humedad base Humedad
2,38	1,22	1,16	51,30
2,30	1,16	1,14	50,33
2,82	1,47	1,35	52,08
	Promedio		51,24
	Desvest		0,88
Balanza analítica de húmeda			
1,16	0,60	0,56	51,56
1,58	0,80	0,78	50,63
2,64	1,38	1,26	52,16
	Promedio		51,45
	Desvest		0,77

Los resultados obtenidos nos permiten afirmar que el contenido de humedad es de 51,3 % en esta variedad café proveniente de la zona de puente nacional Santander.

2.2 Diámetro de la partícula

Para determinar el diámetro equivalente de un grano de café d_{eq} , se utilizó el método Arquímedes de desplazamiento de agua. El volumen desplazado se remplaza y obtenemos el diámetro que tendría una esfera con el mismo volumen del grano según Kunii y Levenspiel, (1969).

$d_{eq} = \left[\left(\frac{6v_c}{\pi} \right) \right]^{(1/3)}$	(2.1)
---	-------

v_c Es el volumen desplazado de un grano de café.

2.3 Esfericidad Φ

Es un parámetro de caracterización de partículas no esféricas e irregulares, que es utilizado en la ecuación Ergun. Se determina con el método de Mohsenin¹⁴.

$\Phi = [abc]^{\frac{1}{3}}/a$	(2.2)
--------------------------------	-------

Donde a, b y c son largo, el ancho y el espesor del grano de café, respectivamente.

¹⁴ MOHSENIN, Nuri. Physical Properties of Agricultural Products. En: Transactions of the American Society of Agritultural Engineers. 1970. vol. 8., no. 1, p. 25-29.

2.4 Densidad

Es la relación entre masa y volumen del material. En los granos se distinguen dos tipos de densidad, la del grano individual y la aparente o a granel. La densidad a granel es la relación entre el peso y el volumen total del material incluyendo los espacios intersticiales¹⁵.

Para el cálculo de la densidad real, el volumen se obtuvo aplicando el principio de Arquímedes.

$\rho_p = \frac{m}{v_2 - v_1}$	(2.3)
--------------------------------	-------

ρ_p Densidad de la partícula,

m Masa de partícula,

v_2 Volumen ocupado con la partícula,

v_1 Volumen inicial

¹⁵ MOHSENIN, Nuri. Physical Properties of Agricultural Products. En: Transactions of the American Society of Agritultural Engineers. 1970. vol. 8., no. 1, p. 25-29.

Tabla 2-2: Características del café.

Ancho	Largo	Espesor	PESO	Volumen	Densidad	Diametro equivalente	Esfericidad
A	B	C	gramos	mm			
12,60	8,40	4,70	0,34	0,25	1,36	0,16	55,10
13,00	8,20	4,80	0,34	0,35	0,97	0,22	54,93
12,10	8,10	4,60	0,28	0,30	0,92	0,19	52,00
13,90	8,10	5,00	0,27	0,30	0,91	0,19	56,52
12,60	8,40	4,80	0,32	0,40	0,79	0,25	56,27
12,00	8,00	4,80	0,25	0,30	0,83	0,19	53,59
13,00	8,00	4,60	0,40	0,30	1,33	0,19	51,36
12,00	7,60	4,60	0,35	0,30	1,17	0,19	48,79
12,40	8,10	4,60	0,31	0,30	1,03	0,19	52,00
12,04	7,89	4,62	0,30	0,31	0,97	0,20	PROMEDIO
1,70	1,11	0,66	0,05	0,05	0,95	0,03	DESVEST

Los datos obtenidos son el resultado de una muestra aleatoria en la cual se evaluaron 50 especímenes para obtener una muestra representativa.

2.5 Propiedades físicas del café

Los resultados de las propiedades del material obtenidas en el laboratorio por métodos estandarizados de acuerdo a muestras aleatorias para cada propiedad, generaron los valores requeridos para los cálculos del diseño, estos se relacionan en la tabla 2.3. Para los granos de café húmedos y secos se evalúa lo siguiente: el diámetro de la partícula, el diámetro equivalente, la esfericidad, la densidad, la densidad aparente o densidad de empaque, porosidad de empaque, velocidad mínima de fluidización y masa entre otras por versen afectada la densidad aparente en un producto húmedo por la operación de secado debido a la pérdida de humedad según los resultados experimentales. Esto afecta la evaluación y cálculo para diseño:

$\rho_s = \rho_b \left(1 + \frac{H_{bs}}{100} \right)$	(2.4)
---	-------

ρ_s Densidad del sólido húmedo $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$
ρ_b Densidad del sólido seco $\left(\frac{kg}{m^3} \right)$
H_{bs} Humedad base seca (%)

Tabla 2-3: Cambio de las propiedades por la pérdida de humedad.

Propiedades del café húmedo y seco				
Propiedades	Café Húmedo		Café Seco	
	Valor Variable	Desviación Estándar	Valor Variable	Desviación Estándar
Masa partícula Kg	3.08E-04	±0.037	2.38E-04	± 0.031
Esfericidad	0.62	± 0.032	0.51	± 0.035
Porosidad	0.47	± 0.054	0.67	±0.021
Densidad de la partícula (kg/m³)	1253	± 0.182	924	±0.028
Densidad de empaque (kg/m³)	697	± 0.027	414.39	±0.860
Volumen Unitario m³	4.53E-04	± 0.037	4.03E-04	±0.028
Velocidad mínima de fluidización m/s	1.34		1.02	
Ancho (mm)	12.3	± 0.92	12	±0.87
Largo (mm)	8.1	± 0.45	8	±0.41
Espesor (mm)	4.7	± 0.33	4.3	±0.32

De acuerdo con los datos reportados se evidencia que si hay cambios en las propiedades del café en el proceso de transición del estado del café húmedo a seco, estos datos son representativos por el tamaño de las muestras un promedio de 50 especímenes.

2.6 Porosidad de empaque ϵ

Es una medida volumétrica de espacio libre en un material en condiciones de almacenamiento.

Se calcula por el volumen ocupado de los granos en una probeta posteriormente se agregó agua para ocupar el espacio libre hasta la misma altura cuantificando la cantidad de agua agregada esta será el volumen libre, esta es cambiante durante la operación.

$\epsilon = 1 - \frac{v_s}{v_l}$	(2.5)
----------------------------------	-------

v_s Volumen del sólido

v_l Volumen libre

2.7 Propiedades y condiciones del lecho

Los lechos tienen propiedades generadas por el material a trabajar las cuales están relacionadas por las condiciones del fluido y el efecto generado sobre las partículas, como velocidad mínima de fluidización θ_{mf} , volumen del lecho V_L densidad del lecho ρ_L La porosidad del lecho, Caída de presión ΔP .

2.8 Velocidad mínima de fluidización θ_{mf}

Es el valor de velocidad del flujo de aire necesario para mover las partículas y mantener las suspendidas durante la operación. En el cálculo intervienen las características del material como las de fluido. Se determina según la siguiente ecuación:

$\vartheta_{mf} = 0,756 \sqrt{[[(\rho_s - \rho_g) / \rho_g] * g * \varepsilon_{mf} * D_p]}$	(2.6)
---	-------

ρ_s Densidad del sólido $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$
ρ_g Densidad gas $\left(\frac{kg}{m^3}\right)$
g Aceleración de la gravedad (m/s ²)
ε_{mf} Porosidad en mínima fluidización
D_p Diámetro de partícula (m)

2.9 Volumen del lecho V_L

Es la relación del diámetro con respecto a la altura del lecho ocupado por las partículas de café en la recámara de secado, este es cambiante durante el proceso de transición de lecho estacionario a fluidizado por el cambio de altura durante el proceso de fluidización por:

$V_L = \frac{\pi D^2}{4} * L$	(2.7)
-------------------------------	-------

V_L Volumen del lecho
D Diámetro del lecho
L Altura del lecho

2.10 Densidad del lecho ρ_L

Es una resultante dependiente, de la relación de masa sobre volumen el cual es variable durante el proceso de fluidización. Se calcula en un intervalo limitando en referencia como estado estacionario o fluidizado.

$\rho_L = \frac{m_s}{V_L}$	(2.8)
----------------------------	-------

V_L Volumen del lecho

m_s Masa del sólido

Densidad empaque

2.11 Caída de presión ΔP

Es una consecuencia del paso del aire a través del lecho por la interferencia de las partículas la cual varia con la modifica de la velocidad, es importante para la selección del soplador por que establece la máxima caída de presión permisible al pasar a través del lecho.

Esta parámetro está relacionado con el comportamiento del lecho en estado estacionario y el incrementos de la velocidad hasta llegar al lecho fluidizado.

$\Delta P = L * (\rho_s - \rho_g) * (1 - \epsilon) * \frac{g}{g_c}$	(2.9)
---	-------

L Altura del lecho Fluidizado

ϵ Porosidad del lecho

ρ_s Densidad del sólido a secar

ρ_g Densidad del fluido

g Gravedad

g_c Factor gravitacional

2.12 Diseño experimental

La parte empírica para confirmar las dimensiones de la cámara de secado se realizó con tres cargas diferentes de café para evaluar el volumen ocupado y la evolución de la altura en la operación de fluidización en un montaje inicial.

Tabla 2-4: Características del lecho con tres cargas de café diferente.

Características del Lecho			
Descripción	Masa de 779 (g)	Masa de 1158 (g)	Masa de 1898 (g)
Volumen Estacionario m³	9.04E-04	1.36E-03	2.04E-03
Volumen fluidizado m³	2.61E-02	3.62E-03	5.43E-03
Porosidad inicial m³	2.57E-01	2.85E-01	3.72E-01
Porosidad Fluidizado m³	4.85E-01	5.29E-01	5.59E-01
Numero de partículas	2.56E+02	3.81E+02	6.24E+02
Masa partícula g	3.04		
Volumen de la partícula m³	4.53E-04		

Las cargas evaluadas fueron masa 1 de 779 g masa 2 de 1.158 g y masa 3 de 1.898 g con ello se relaciona el comportamiento que presenta en la distribución del lecho.

El prototipo usado para realizar esta primera caracterización se describe a continuación.

Figura 2-1: Prototipo de fluidización.

Se construyó una columna el acrílico de 12 cm diámetro, por 100 cm de alto a la cual se le realizo un orificio para instalar el sensor de presión en U. La columna estaba montada sobre dos flanches de acrílico para soportar el distribuidor, la regulación del flujo aire se realizó con un rotámetro.

2.13 Dimensionamiento y parámetros de secado

El dimensionamiento del secador está relacionado con la capacidad a secar, este parámetro que define cantidad de grano seco o húmedo que se desea procesar es utilizado para el diseño del sistema de secado. Se trabajará por cochada, la eficiencia de secado se ve afectada por la temperatura, el flujo de aire el equipo y el material por el contenido de humedad inicial, la temperatura critica del degradación y el tamaño entre otras, la combinación de estos efectos de convección, movimiento de las partículas, coeficientes de transferencia de masa y temperatura. Definen el diseño la operación para cochadas de 0,5 a 2 Kg por ser un equipo piloto para realizar ensayos de caracterización en prácticas docentes y de investigación.

2.14 Rapidez de secado W

La velocidad de secado es la pérdida de humedad del sólido húmedo por unidad de tiempo, y más exactamente por el cociente diferencial $(-dX/d\theta)$ operando en condiciones constantes de secado, es decir con aire a las condiciones de temperatura, presión, humedad y velocidad constantes en el tiempo.

Analíticamente, la velocidad de secado se refiere por unidad de área de superficie de secado, de acuerdo con la ecuación:

$W = \frac{S}{A} \left(\frac{-dx}{d\theta} \right)$	(2.10)
--	--------

Donde:

S Peso del sólido seco;
 A Área de la superficie expuesta;
 W Velocidad de secado;
 $\frac{-dx}{d\theta}$ Diferencia de humedad respecto del tiempo.

Analíticamente, la velocidad de secado se refiere por unidad de área de superficie de secado, de acuerdo a esto se puede separar en periodo constante o periodo decreciente.

2.15 Secado en periodo constante w_c

Es la velocidad de secado en que el período del tiempo de humedad inicial hasta la humedad crítica. El sólido está totalmente cubierto por una capa de líquido y la evaporación dependerá solo de la velocidad de difusión del vapor.

$w_c = \frac{S}{A} * \left[-\frac{x_i - x_c}{\Delta\theta} \right]$	(2.11)
--	--------

Dónde:

w_c Velocidad de secado constante

A Superficie expuesta al secado

x_i Humedad inicial

x_c Humedad critica

$\Delta\theta$ Variación del tiempo de secado

2.16 Secado en periodo decreciente w_D

Es el intervalo de tiempo en el que la velocidad de secado disminuye hasta llegar a un valor mínimo. Este período empieza con la humedad crítica hasta la humedad de equilibrio.

$w_D = \frac{S}{A} \left[-\frac{X_c - X^*}{\Delta\theta} \right]$	(2.12)
--	--------

w_D Velocidad de secado decreciente

2.17 Tiempo total del sedado θ_T

Con el secado en condiciones similares a la operación para que los resultados resulten útiles, se evalúa el tiempo requerido en dejar libre de humedad el sólido, por medio experimental o teórico, estos tiempos sirven para el diseño del equipo.

El tiempo total de separación del agua del sólido se calcula por la sumatoria de los tiempos secado constantes y decrecientes.

$\theta_T = \theta_C + \theta_D$	(2.13)
----------------------------------	--------

θ_T Tiempo total de secado
θ_C Tiempo para el periodo constante
θ_D Tiempo para el periodo decreciente

2.18 Balance de masa

La transmisión del calor desde el aire al producto se realiza por convección en forma continua y la pérdida de la humedad de la masa al gas, para realizar el análisis se plantea el siguiente balance la, humedad perdida por el sólido es igual a la humedad retirada por el gas

$SS \frac{d_x}{d_t} = G_S(Y^{SE} - Y^{SS})$	(2.14)
---	--------

SS Sólido seco (K_g seco)
$\frac{d_x}{d_t}$ Cambio de humedad con respecto al tiempo (kg Agua)

$Y^*{}^E$ Humedad del aire a la entrada a 60 °C (K_g Agua)

$Y^*{}^S$ Humedad del aire a la salida (K_g Agua)

G_s Caudal del gas seco (K_g aire)

2.19 Cálculo del flujo másico de aire de secado

Se fija de acuerdo a las especificaciones del producto, porque la velocidad de fluidización, v_f , la densidad del gas, ρ_g son dependientes de este, el área de transversal de la columna de fluidización A_t será constante.

$$G = v_f * \rho_g * A_t$$

(2.15)

v_f Velocidad del flujo

ρ_g Densidad del gas

A_t Área transversal

2.20 Calculo de la entalpia del sólido; H_s

$$H_s = (C_{ps} + xC_{pl})T_s$$

(2.16)

Dónde:

C_{psH_2O} Capacidad calorífica del agua

C_{ps} Capacidad calorífica del café

T_s Temperatura del sólido a la entrada

2.21 Calculo de la entalpia del aire H

$G_s H^E = G_s H^S = SS \frac{d_x}{d_t} \lambda$	(2.17)
--	--------

Dónde:

H^E Entalpia del aire entrada

H^S Entalpia del aire a la salida

λ Calor latente de evaporación

2.22 Cálculo del calor necesario para calentar el sólido

Este representa el calor sensible del proceso de acuerdo a la siguiente ecuación:

$q = G_s * C_{ps} * \Delta T$	(2.18)
-------------------------------	--------

2.23 Cálculo del calor necesario para evaporar el agua del sólido

Este representa el calor latente de vaporización del proceso, es decir el calor necesario para evaporar el agua del sólido:

$q = H_H O_{EVAP} * \lambda$	(2.19)
------------------------------	--------

2.24 Cálculo del coeficiente de convección H_g

Para sistemas de Sólido–Gas se trabajó la siguiente ecuación:

$Nu = \frac{h_g * D_p}{k} = 0,0135 Re^{1,3} = 0,0135 \left(\frac{D_p G}{\mu} \right)^{1,3}$	(2.20)
--	--------

En donde h_g se refiere a la transferencia de calor fluido Gas-Sólido.

3. Capítulo III. Diseño de construcción de la planta de secado por lecho fluidizado

El tercer capítulo se realizó el diseño y construyó del secador en régimen hidrodinámico activo para ello se consideró algunas heurísticas basadas en las características del material, experiencia, metodologías de diseño y operación.

Las características del material seleccionado (el café arábigo), se determinaron para dimensionar la cámara de fluidización y operación de secado, entre las que se destacan densidad, esfericidad, volumen, masa y contenido de humedad entre otros. La especificación de la operación de secado *batch* o en forma discontinua requiere seleccionar la carga máxima, la temperatura para que no afecte las propiedades finales del producto y el flujo de gas a la condición mínima de fluidización durante la operación de secado. El calor requerido para el secado se debe estimar y en la instalación se debe incluir un intercambiador de resistencias para acondiciona el gas de secado a la temperatura determinada previamente.

La etapa del diseño y construcción se dividió en el dimensionamiento de los componentes de la planta como soplador intercambiador de calor, columna de fluidización, distribuidor, ciclón y la definición del recurso de control en la cual se selecciono la instrumentación necesaria para el funcionamiento en condiciones estables.

3.1 Diseño de la cámara de secado o columna de fluidización

La cámara de secado se dimensionó y diseñó con base en información recogida en la literatura especializada (reglas empíricas y especificaciones de equipos utilizados para el secado de materiales semejantes); en los resultados de corridas realizadas en prototipos contruidos con este propósito, en la experiencia propia y en las características físicas del material a secar y del lecho.

Las dimensiones de la cámara de secado se definieron con base en el tamaño de las partículas del sólido o material de trabajo, con el fin de disminuir el efecto de pared, de acuerdo a los cálculos se decidió usar tubo de acrílico de 12 cm de diámetro y altura de 62 cm. La longitud se estableció con la determinación de la altura del lecho de partículas en estado fluidizado para una determinada carga de sólidos, como se muestra en la tabla 2.4 y con la experiencia en la operación en lecho fluidizado.

Las premisas consideradas fueron: que la altura máxima de carga fuera de dos veces el diámetro en estado estacionario, para evitar efecto de tipo pistón que se genera cuando el producto asciende en forma compacta, la altura mínimo de la cámara de fluidización se relaciona con la altura ocupado en estado fluidizado o cuando el porcentaje de la porosidad sea mayor al 50% del estado inicial.

La columna se ubicó entre dos secciones cónicas de acero inoxidable, la sección cónica inferior tiene dos perforaciones de $\frac{1}{4}$ roscadas para sostener los sensores de temperatura y presión. A los extremos el ducto termina en bridas sanitarias de 2 pulgadas para sujetarla al equipo, se usa un empaque de silicona para eliminar las fugas con una abrazadera sanitaria de 2 pulgadas.

3.2 Diseño del distribuidor

Para el diseño de la geometría del distribuidor se evaluó cómo influye la velocidad respecto de la distribución del flujo de aire y la caída de presión. Se construyeron tres distribuidores con geometrías diferentes para evaluar en función de los mencionados.

3.2.1 Especificaciones de diseño del primer distribuidor

Este tiene una densidad de agujeros constante en toda el área de flujo, pero presenta una particularidad en la forma de los agujeros, dado que tienen una geometría cónica con la que se pretende ampliar el área de recepción y orientar el flujo de aire a una dirección particular y distribuirlo adecuadamente en el lecho.

Figura 3-1: Vista superior del primer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, dimensiones en milímetros.

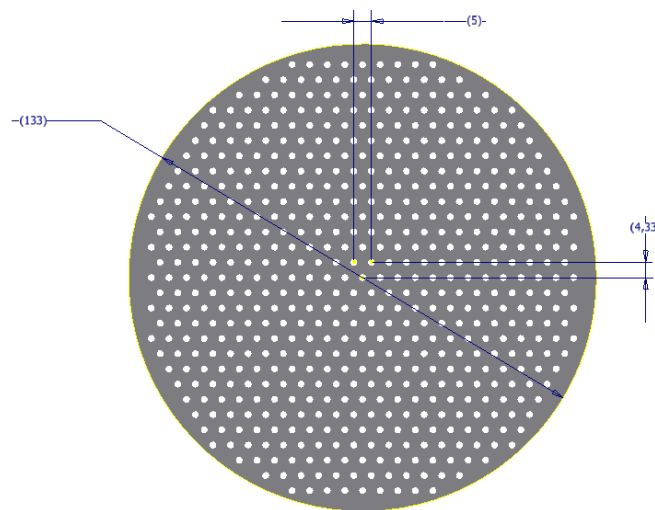


Figura 3-2: Vista inferior del primer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.

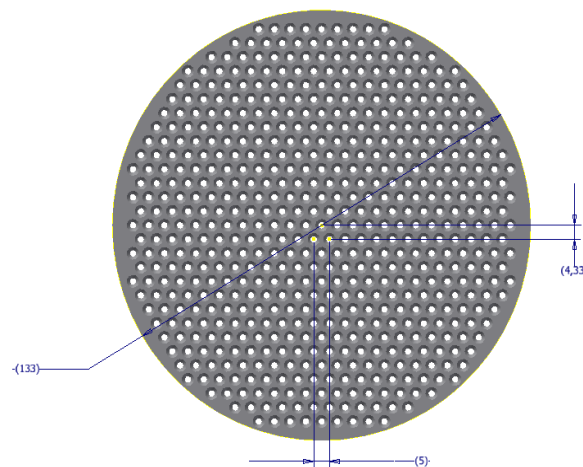
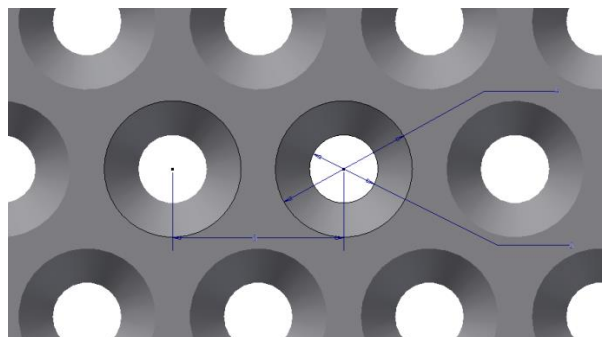


Figura 3-3: Acercamiento de la vista inferior del primer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.



3.2.2 Especificaciones de diseño del segundo distribuidor

Este distribuidor tiene un arreglo de agujeros que varía en función de la coordenada radial, de tal forma que se puede expresar la separación entre agujeros como una función de escalón discreta de la distancia radial, dicha funcionalidad se ilustra en la Figura 3.4. Comportamiento funcional de la separación entre los agujeros del segundo distribuidor para el secador de lecho fluidizado.

Figura 3-4: Distribuidor dos vista superior

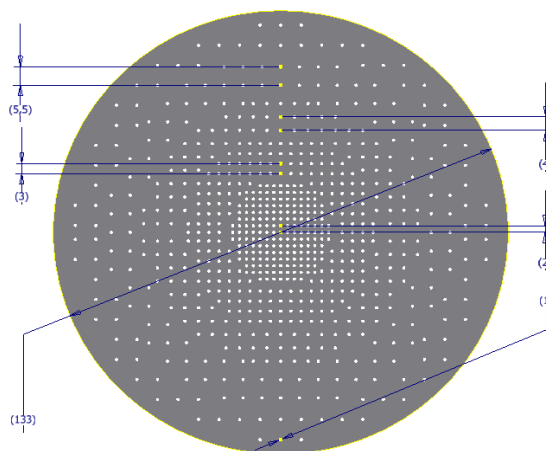
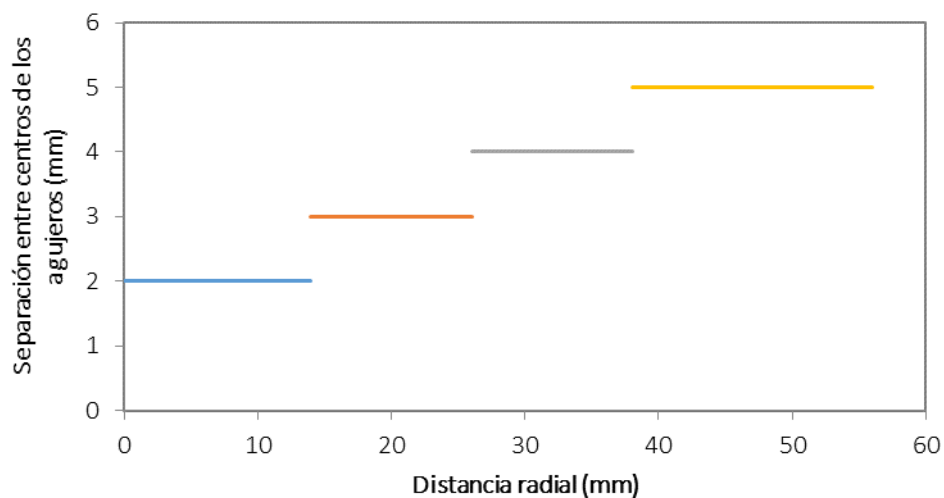


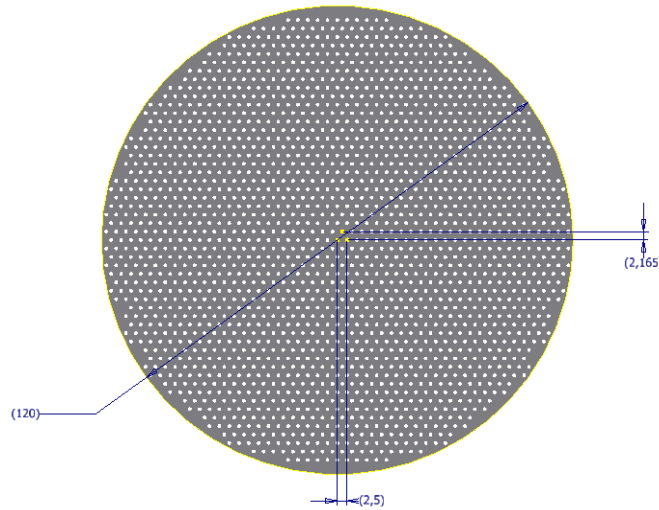
Figura 3-5: Segundo distribuidos para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.



3.2.3 Especificaciones de diseño del tercer distribuidor

Este tiene una densidad de agujeros constante en toda el área de flujo y perforación regular en todo el plano, de tal modo que lo que se pretende es dirigir el flujo de aire en forma uniforme a través del lecho.

Figura 3-6: Tercer distribuidor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.



3.3 Calculo para selección del soplador centrífugo (blower)

Para el cálculo del soplador centrífugo se seleccionó teniendo como referencia el caudal requerido a velocidad mínima de fluidización y caída de presión máxima para realizar la operación, según lo expuesto con la ecuación de Ergun para la cual se obtiene un valor de 3.12 m³/min con el producto seco y 4.17 m³/min para el inicio del proceso tomado este como el valor maximo, posterior mente se realiza la corrección para hallar la velocidad de operación en condiciones normales teniendo en cuenta los parámetros definidos en el capítulo 2 de temperatura en condición normal de 18°C y presión de 1 atm, y las variables de operación en el área del distribuidor constante de 12 cm, se calculó el caudal requerido de forma teórica en un rango 2.71 m³/min considera un porcentaje de seguridad del 50% obteniendo un valor de 4.06 m³/min teniendo en cuenta que este equipo es de carácter académico.

La caída de presión esperada para el lecho en condiciones iniciales con un altura de 0.24 m según la ecuación de Ergun expuesta en el capítulo 2, el valor es de 0.34 mbar a 0,54 mbar, las pérdidas por fricción por el distribuidor son de 0.74 mbar.

Se selecciona un soplador de alto flujo de aire estándar diseñado para transporte de aire, así como para la generación de presión, resistente a la humedad y temperatura superior a 40°C, con silenciador montado en la parte de succión que disminuye el nivel de ruido,

construida la carcasa y motor en aluminio para que proporciona buena disipación de calor, resiste a la corrosión y bajo de peso. Características del soplador: marca *Ring blower, type Hb* 1500, potencia 2 HP, velocidad 3460RPM, presión de trabajo 29-17Kpas, caudal 3,7 m³/min bajo nivel de ruido, compensación dinámico, sello en el eje a prueba de polvo que protege los rodamientos, eje del motor e impulsor ensamblados para mejorar el rendimiento, eficiente diseño, flujo de aire suave y continuo a alta presión.

3.4 Intercambiador de calor

El intercambiador se diseñó para garantizar la óptima transferencia de calor y eficiencia para mantener la temperatura del aire en circulación forzada. Con elementos calefactores en forma de “U” colocados en forma especial sobre deflectores que optimizar el intercambio térmico y aseguran el contacto por convección.

Para el diseño se realizó un balance de calor requerido para el flujo volumétrico de 3,7 m³/min que se transformó en flujo másico al multiplicarlo por la densidad del aire, verificando. Las condiciones iniciales temperatura de entrada 18 °C y la temperatura deseada hasta 60°C, con éstos datos se calculó el calor requerido de 224664 Julios.

La construcción del intercambiador se realizó en acero inoxidable 304, considerando las temperaturas de funcionamiento, la vida útil y aislamiento térmico que disminuyen las pérdidas de calor.

Características del intercambiador: Tubo de acero inoxidable de 3 pulgadas de diámetro por 60cm de largo con flanche a los dos costados, cámara de aislamiento de una pulgada en el diámetros exterior por la longitud de calentamiento, tres resistencias de 1500w a 220v, tapa superior e inferior con entrada a dos pulgadas.

3.5 El Ciclón

Es un elemento de sedimentación en el que la aceleración de las partículas se sustituye por fuerza centrífuga sumado al efecto de la fuerza gravedad logra separar solidos arrastrados por el gas. Se diseñó para una caída de presión 20 mm agua, operando a presión atmosférica correspondiente a una velocidad de entrada al ciclón dentro del intervalo de 10 m/s a 15 m/s, el diámetro es de 23cm, altura de 50cm, salida superior 10cm e inferior de 11cm.

3.6 Instrumentación y control

Para la operación estable de la instalación preservando las variables en los valores nominales, se requiere definir un esquema de control que permita realizar los ajustes necesarios en las variables manipuladas

Lo anterior se lleva a cabo a través de un sistema que consta de un sensor, un medidor y un controlador: el sensor es el dispositivo que transforma una magnitud de una propiedad que se quiere medir, en otra que facilita su medida, el medidor recibe la medida del valor de la propiedad que emite el sensor, el controlador compara dicha medida con un valor fijo o valor de proceso, del resultado de esta comparación es que el controlador toma una decisión enviando una señal (generalmente eléctrica) al actuador que ajustará el valor medido de la propiedad hasta el valor predeterminado o de control (*setpoint*), la señal implica usualmente la modificación del estado de una variable, el encendido o apagado de una salida eléctrica, la modificación de la velocidad de giro del soplador o de calentamiento del sistema, etc.

El sistema de fluidización está equipado con instrumentos de control shimaden SR91 transmisores de presión diferencial, anemómetro, sensores de temperatura “RTD”, y termo-higrómetro que permiten la medición de los parámetros para mantener en estado deseado las condiciones de operación.

La presión diferencial es medida por un transmisor que transforma la variable generando una señal eléctrica. Con los sensores piezoresistivos utilizados, referencia ZS2 que mide la diferencia de presión, las señales de salida análogas de 0-10 V o 4-20 mA en un rango de presión 0 – 100 mbar, con base a los rangos de trabajo calculados.

En la cámara de secado se instalaron tres sensores a lo largo del lecho para determinar la caída de presión, uno antes del distribuidor y dos en la columna del lecho.

El instrumento que nos permite medir la velocidad del aire que circula por la columna de fluidización, es un anemómetro de línea marca LNZ 450 GA-K. Este mide de flujo sin partes móviles es robusto, resistente y son intrínsecamente seguros para zonas con riesgo de explosión. Adicionalmente resisten altas temperaturas, el sensor de marca LNZ, censa el flujo de aire de forma análoga, trabaja con voltaje 24v, corriente de salida 4-20 mA, temperatura de trabajo -20 – 80 °C, conexión 2 hilos.

Termocupla o RTD es un detector de temperatura resistivo, basado en la variación de la resistencia de un conductor con la temperatura, al calentarse el metal habrá una mayor agitación térmica, dispersándose los electrones y aumentando la resistencia a mayor temperatura, mayor agitación y mayor resistencia, están construidas en nique o platino, de ellos el platino es el que ofrece mejor precisión. La RTD Pt100 de platino con $R=100\Omega$ a 0°C rango de operación (-100 a +400 °C) con tubo de acero inoxidable.

Control de temperatura SHIMADEN SR 91: es un controlador PID que por retroalimentación calcula la desviación o el error en un valor de medición y el valor que se quiere obtener generando una acción correcta que ajusta el proceso, para ello utiliza tres parámetros que son; proporcionales, integral y el derivativo, el valor proporcional determina la relación del valor actual, el integrar genera una corrección proporcional a la integral del error y el derivativo determina la relación del tiempo en que el error se produce, la suma de estas tres acciones hacen que sea un elemento confiable para el control de procesos de temperatura, flujo y presión.

Variador de frecuencia: el variador de frecuencia (VFD) del inglés variable *frequency drive*, es un sistema para controlar la velocidad del motor de corriente alterna por medio de la frecuencia; el controlador permite ajustar la frecuencia del motor de 0 a 60 Hz, para regular la velocidad de salida de 0 a 3400 RPM, con el que se ajusta el flujo de aire.

Sensor de humedad y temperatura: detecta la humedad y la temperatura del sistema son necesarias para las condición de operación si se pretende realizar el balance de masa en el medio secante en condiciones de operación, se instalan dos uno a la entrada y otro a la salida de la cámara de secado la serie EI LPN-H es un equipo utilizado en laboratorios, porque permite medir la humedad relativa del aire con alta precisión y estabilidad, la salida es de 4 a 20 mA.

Convertidor USB / RS-485: Permite realizar la comunicación entre los controladores shimaden y el computador que captura los datos del proceso durante la operación siempre que se encuentre encendido el equipo como los controladores. Voltaje de 4,4 a 5,25 VDC, consumo 150 mA, temperatura de operación 0 °C a 50°C

3.7 Descripción del equipo y funcionamiento

Descripción y funcionamiento de equipo: el equipo está diseñado para realizar ensayo de fluidización y secado utilizando aire como fluido o elemento secante.

Los módulos que hacen parte de la planta piloto para secado de por lecho fluidizado son:

Figura 3-7: Esquema del secador

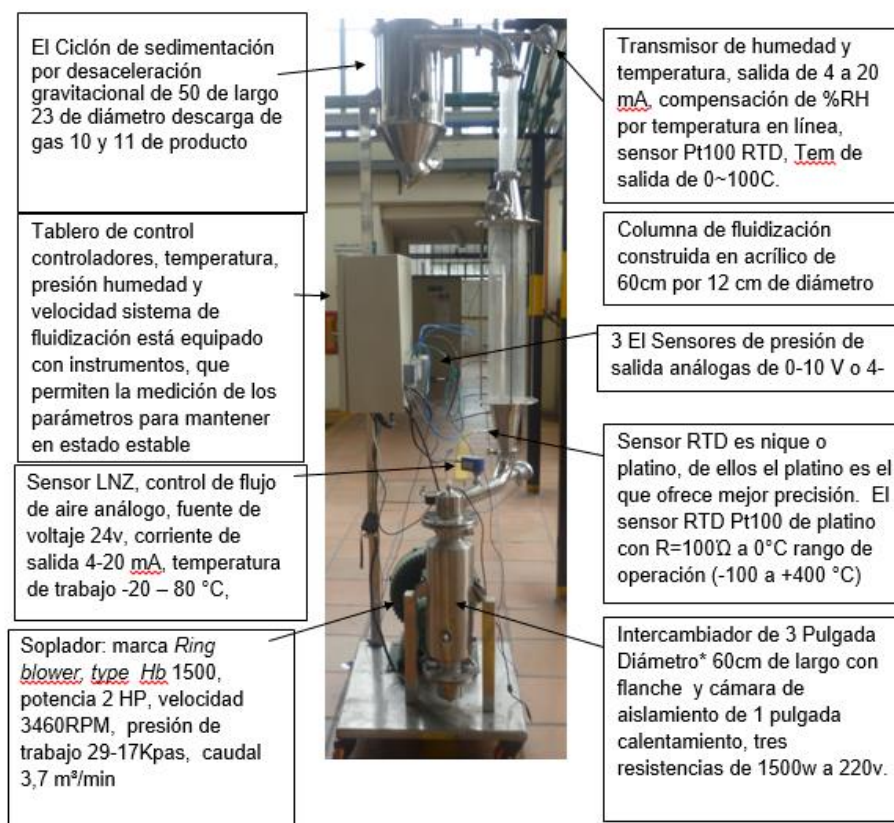
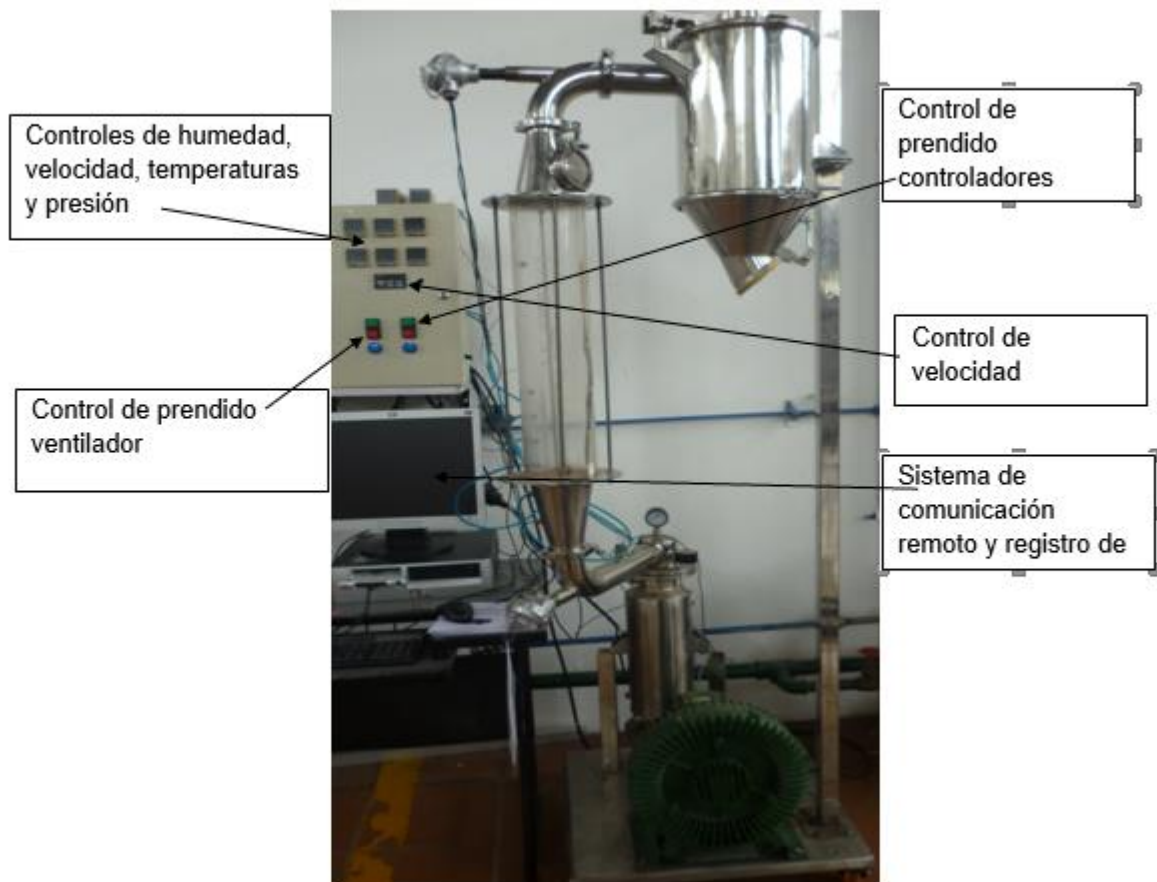


Figura 3.8: Instrumentación de control



3.8 Funcionamiento

El aire es suministrado por un soplador centrífugo de velocidad variable conectado al variador de frecuencia que controla las revoluciones del motor para regular la velocidad y el caudal del aire, hasta el valor establecido para la operación. Por medio de un lazo de control con el anemómetro y el controlador.

El equipo funciona de modo manual desde el tablero o desde el computador en control manual para establecer los parámetros de controlador como para realizar las prácticas de fluidización el control automático para la operación de secado.

El sistema de adquisición de datos se soporta sobre el programa *shimaden line* instalado en el computador, el cual permite adquirir la información de los controladores para almacenarlos en un archivo en Excel para posteriormente ser analizados, y la variación de los parámetros a controlar, el equipo está diseñado para realizar prácticas de docencia para lo cual se proponen tres prácticas, tales como determinación de parámetros de fluidización, practica de identificación de paramentarios de control y se secado por lecho fluidizado.

3.9 Operación de equipo

Reconocimiento de sus componentes, como del tablero de control el cual cuenta con dos pulsadores de marcha y paro, el selector verde prende el variador de velocidad y el segundo prende los controladores.

Prender el computador en modo de administrador y entrar al programa *shimaden line* para manejar el equipo desde el computador.

Cargar la materia prima a trabajar con el equipo apagado por la brida superior para secar en la cámara de secado por la parte superior con ayuda de un embudo para evitar pérdida de material prender el variador y realizar las modificaciones de las variables a controlar de acuerdo a los procedimientos de las prácticas, según los anexos, definiendo las variables de operación desde el computador entrado a cada uno de los controladores, según la variable a modificar.

4. Capítulo IV. Simulación del flujo de aire para un secador de café de lecho fluidizado

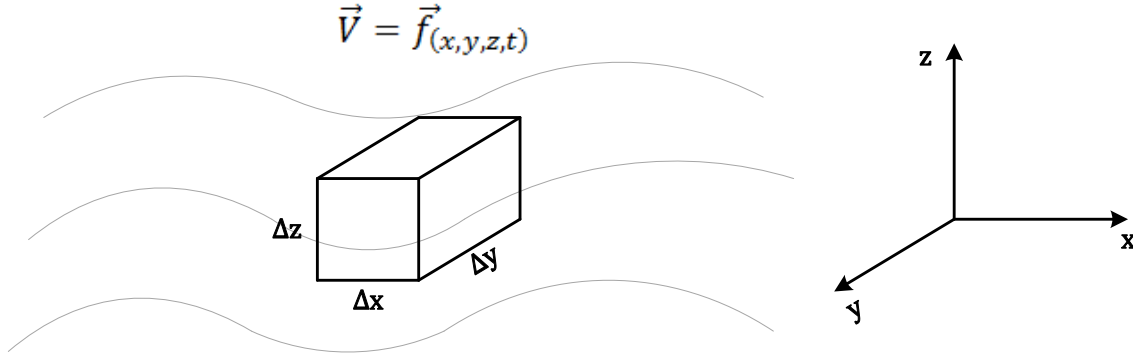
En el cuarto capítulo se presenta una aproximación al modelado del secador de café de lecho fluidizado, para simular el proceso de dicho proceso con la basa en las consideraciones generales utilizadas en la dinámica computacional de fluidos (CFD por sus siglas en inglés).

La finalidad de esta etapa del trabajo es representar todo el comportamiento del proceso de secado en términos de velocidad del aire, concentración de agua y temperatura en todos los puntos del sistema. Para validar el modelo en términos de las variables previamente mencionadas para aproximar en diseños futuros a una escala mayor y así extender el alcance del diseño del equipo de estudio entendiendo su complejidad para acercarse a los datos reales de la parte experimental.

Se describir todas las ecuaciones que se utilizaron para el modelado del flujo de aire al interior del secador de lecho fluidizado, las ecuaciones se resuelven numéricamente utilizando el módulo *Fluent*[®] correspondiente al programa *Ansys*[®], el cual utiliza elementos o volúmenes finitos para su resolución.

4.1 Ecuación de continuidad

La ecuación de continuidad en coordenadas cartesianas, se genera a partir de un balance de materia en un elemento diferencial, la cual se considera para un fluido que presenta un campo vectorial de velocidad dependiente de la posición en el espacio y del tiempo, atravesando un volumen en coordenadas cartesianas:

Figura 4-1: Representación gráfica esquemática del fenómeno de flujo

Por lo tanto se realiza un balance de materia a través del elemento diferencial de volumen mostrado en la **Fig.4.1** se tiene:

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{\Delta V} \rho dV + \left(\int_0^{\Delta A_x} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \right)_x + \left(\int_0^{\Delta A_x} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \right)_{x+\Delta x} + \left(\int_0^{\Delta A_y} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \right)_y + \left(\int_0^{\Delta A_y} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \right)_{y+\Delta y} + \left(\int_0^{\Delta A_z} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \right)_z + \left(\int_0^{\Delta A_z} \rho \vec{V} \cdot d\vec{A} \right)_{z+\Delta z} = 0 \quad (4.1)$$

El desarrollo del producto interno con el vector de velocidad y el elemento diferencial del área se desarrolla teniendo en cuenta que la cara es opuesta o no, para la dirección x que:

$$(\vec{V} \cdot d\vec{A})_x = V_x dA_x \cos(\pi) = -V_x dA_x$$

$$(\vec{V} \cdot d\vec{A})_{x+\Delta x} = V_x dA_x \cos(0) = V_x dA_x \quad (4.2)$$

Reemplazando la ecuación (4.2) en (4.1) para todas las direcciones, resulta:

$$\begin{aligned}
\frac{\partial}{\partial t} \int_{\Delta V} \rho dV - \left(\int_0^{\Delta A_x} \rho V_x dA_x \right)_x + \left(\int_0^{\Delta A_x} \rho V_x dA_x \right)_{x+\Delta x} - \left(\int_0^{\Delta A_y} \rho V_y dA_y \right)_y + \left(\int_0^{\Delta A_y} \rho V_y dA_y \right)_{y+\Delta y} \\
- \left(\int_0^{\Delta A_z} \rho V_z dA_z \right)_z + \left(\int_0^{\Delta A_z} \rho V_z dA_z \right)_{z+\Delta z} = 0
\end{aligned}$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{\Delta V} \rho dV + \Delta \left(\int_0^{\Delta A_x} \rho V_x dA_x \right) + \Delta \left(\int_0^{\Delta A_y} \rho V_y dA_y \right) + \Delta \left(\int_0^{\Delta A_z} \rho V_z dA_z \right) = 0 \quad (4.3)$$

Asumiendo que la densidad y la magnitud de las componentes de la velocidad son constantes dentro del volumen diferencial, a partir de la ecuación (4.3) puede obtenerse:

$$\frac{\partial}{\partial t} \int_{\Delta V} \rho dV + \Delta(\rho V_x \Delta A_x) + \Delta(\rho V_y \Delta A_y) + \Delta(\rho V_z \Delta A_z) = 0 \quad (4.4)$$

Como se ver en la Figura 4.1 los diferenciales de área pueden ser expresados en la siguiente forma:

$$\Delta A_x = \Delta y \Delta z \quad (4.5)$$

$$\Delta A_y = \Delta x \Delta z \quad (4.6)$$

$$\Delta A_z = \Delta y \Delta x \quad (4.7)$$

Y el diferencial de volumen:

$$\Delta A_z = \Delta y \Delta x \quad (4.8)$$

Por lo tanto, reemplazando (4.5), (4.6), (4.7) y (4.8) en la ecuación (4.4), resulta:

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \int_0^{\Delta x} \int_0^{\Delta y} \int_0^{\Delta z} dz dy dx + \Delta(\rho V_x \Delta y \Delta z) + \Delta(\rho V_y \Delta x \Delta z) + \Delta(\rho V_z \Delta y \Delta x) = 0$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho \Delta x \Delta y \Delta z + \Delta(\rho V_x \Delta y \Delta z) + \Delta(\rho V_y \Delta x \Delta z) + \Delta(\rho V_z \Delta y \Delta x) = 0 \quad (4.9)$$

Si la ecuación (4.9) se divide entre $\Delta x \Delta y \Delta z$ y se toma el límite cuando cada una de las diferencias tienden a cero para lo cual se obtiene:

$$\frac{\partial}{\partial t} \frac{\rho \Delta x \Delta y \Delta z}{\Delta x \Delta y \Delta z} + \Delta \left(\frac{\rho V_x \Delta y \Delta z}{\Delta x \Delta y \Delta z} \right) + \Delta \left(\frac{\rho V_y \Delta x \Delta z}{\Delta x \Delta y \Delta z} \right) + \Delta \left(\frac{\rho V_z \Delta y \Delta x}{\Delta x \Delta y \Delta z} \right) = 0$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho + \lim_{\Delta x \rightarrow 0} \frac{\Delta(\rho V_x)}{\Delta x} + \lim_{\Delta y \rightarrow 0} \frac{\Delta(\rho V_y)}{\Delta y} + \lim_{\Delta z \rightarrow 0} \frac{\Delta(\rho V_z)}{\Delta z} = 0$$

$$\frac{\partial}{\partial t} \rho + \frac{\partial(\rho V_x)}{\partial x} + \frac{\partial(\rho V_y)}{\partial y} + \frac{\partial(\rho V_z)}{\partial z} = 0$$

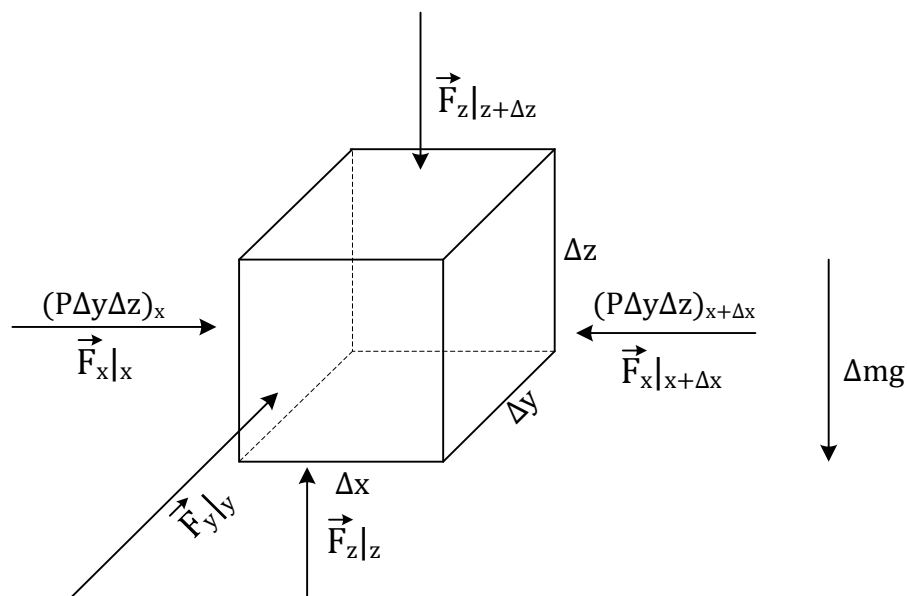
$$\frac{\partial \rho}{\partial t} + \vec{\nabla} \cdot (\rho \vec{V}) = 0 \quad (4.10)$$

La ecuación (4.10) se conoce como la ecuación de continuidad en base másica.

4.2 Ecuación de densidad de flujo de cantidad de movimiento

La ecuación de densidad de flujo y de cantidad de movimiento en su forma general parte de un balance de fuerzas alrededor de un elemento de volumen diferencial asumiendo como un homogéneo, de modo que se presenta una representación esquemática en la Figura 4.2¹⁶.

Figura 4-2: Elemento diferencial de volumen sujeto a estudio



El balance en el centro de masa del elemento diferencial de volumen sujeto a estudio arroja la siguiente relación¹⁷:

¹⁶ ANSYS, I. A.-F. (2011).

¹⁷ FITZGERALD, T. C. Modeling of fluidized bed combustors. Ciudad: Editorial. Año.

$$\begin{aligned}
\Delta m \frac{\Delta \vec{V}}{\Delta t} &= [(P\Delta y\Delta z)_x - (P\Delta y\Delta z)_{x+\Delta x}] \hat{i} + [(P\Delta x\Delta z)_y - (P\Delta x\Delta z)_{y+\Delta y}] \hat{j} \\
&\quad + [(P\Delta x\Delta y)_z - (P\Delta x\Delta y)_{z+\Delta z}] \hat{k} + (\vec{F}_x|_x - \vec{F}_x|_{x+\Delta x}) + (\vec{F}_y|_y - \vec{F}_y|_{y+\Delta y}) \\
&\quad + (\vec{F}_z|_z - \vec{F}_z|_{z+\Delta z}) + \vec{w} \\
\Delta m \frac{\Delta \vec{V}}{\Delta t} &= -\Delta P\Delta y\Delta z \hat{i} - \Delta P\Delta x\Delta z \hat{j} - \Delta P\Delta x\Delta y \hat{k} - \Delta \vec{F}_x - \Delta \vec{F}_y - \Delta \vec{F}_z + \Delta m \vec{g} \quad (4.11)
\end{aligned}$$

Si se consideran siguientes relaciones:

$$\Delta m = \rho \Delta V = \rho \Delta x \Delta y \Delta z \quad (4.12)$$

$$\Delta \vec{F}_x = \tau_{xx} \Delta y \Delta z \hat{i} + \tau_{xy} \Delta y \Delta z \hat{j} + \tau_{xz} \Delta y \Delta z \hat{k} \quad (4.13)$$

$$\Delta \vec{F}_y = \tau_{yx} \Delta x \Delta z \hat{i} + \tau_{yy} \Delta x \Delta z \hat{j} + \tau_{yz} \Delta x \Delta z \hat{k} \quad (4.14)$$

$$\Delta \vec{F}_z = \tau_{zx} \Delta x \Delta y \hat{i} + \tau_{zy} \Delta x \Delta y \hat{j} + \tau_{zz} \Delta x \Delta y \hat{k} \quad (4.15)$$

$$\vec{w} = \Delta m \vec{g} = \Delta m (g_x \hat{i} + g_y \hat{j} + g_z \hat{k}) \quad (4.16)$$

Reemplazando las ecuaciones (4.12), (4.13), (4.14), (4.15) y (4.16) en (4.11) resulta:

$$\begin{aligned}
\rho \Delta x \Delta y \Delta z \frac{\Delta \vec{V}}{\Delta t} &= -\Delta P\Delta y\Delta z \hat{i} - \Delta P\Delta x\Delta z \hat{j} - \Delta P\Delta x\Delta y \hat{k} - \tau_{xx} \Delta y \Delta z \hat{i} - \tau_{xy} \Delta y \Delta z \hat{j} - \tau_{xz} \Delta y \Delta z \hat{k} \\
&\quad - \tau_{yx} \Delta x \Delta z \hat{i} - \tau_{yy} \Delta x \Delta z \hat{j} - \tau_{yz} \Delta x \Delta z \hat{k} - \tau_{zx} \Delta x \Delta y \hat{i} - \tau_{zy} \Delta x \Delta y \hat{j} - \tau_{zz} \Delta x \Delta y \hat{k} \\
&\quad + \Delta m (g_x \hat{i} + g_y \hat{j} + g_z \hat{k}) \quad (4.17)
\end{aligned}$$

Dividiendo la ecuación (4.17) entre $\Delta x \Delta y \Delta z$ y si $\vec{g} = g_z \hat{k} = -g \hat{k}$, se obtiene:

$$\rho \frac{\Delta \vec{V}}{\Delta t} = -\frac{\Delta P}{\Delta x} \hat{i} - \frac{\Delta P}{\Delta y} \hat{j} - \frac{\Delta P}{\Delta z} \hat{k} - \frac{\tau_{xx}}{\Delta x} \hat{i} - \frac{\tau_{xy}}{\Delta x} \hat{j} - \frac{\tau_{xz}}{\Delta x} \hat{k} - \frac{\tau_{yx}}{\Delta y} \hat{i} - \frac{\tau_{yy}}{\Delta y} \hat{j} - \frac{\tau_{yz}}{\Delta y} \hat{k} - \frac{\tau_{zx}}{\Delta z} \hat{i} - \frac{\tau_{zy}}{\Delta z} \hat{j} - \frac{\tau_{zz}}{\Delta z} \hat{k} + \rho \vec{g}$$

Agrupando términos se obtiene:

$$\rho \frac{\Delta \vec{V}}{\Delta t} = -\frac{\Delta P}{\Delta x} \hat{i} - \frac{\Delta P}{\Delta y} \hat{j} - \frac{\Delta P}{\Delta z} \hat{k} - \left(\frac{\tau_{xx}}{\Delta x} + \frac{\tau_{yx}}{\Delta y} + \frac{\tau_{zx}}{\Delta z} \right) \hat{i} - \left(\frac{\tau_{xy}}{\Delta x} + \frac{\tau_{yy}}{\Delta y} + \frac{\tau_{zy}}{\Delta z} \right) \hat{j} - \left(\frac{\tau_{xz}}{\Delta x} + \frac{\tau_{yz}}{\Delta y} + \frac{\tau_{zz}}{\Delta z} \right) \hat{k} + \rho \vec{g}$$

Si se aplica el límite cuando el volumen del elemento diferencial es infinitesimal y la diferencia de tiempo tiende a cero, resulta la ecuación general para conservación de densidad de flujo de cantidad de movimiento¹⁸:

$$\rho \frac{\partial \vec{V}}{\partial t} = -\nabla P - \nabla \cdot \mathbb{T} + \rho \vec{g} \quad (4.18)$$

Dónde:

$$\nabla P = \frac{\partial P}{\partial x} \hat{i} + \frac{\partial P}{\partial y} \hat{j} + \frac{\partial P}{\partial z} \hat{k}$$

$$\nabla \cdot \mathbb{T} = \left(\frac{\partial}{\partial x}, \frac{\partial}{\partial y}, \frac{\partial}{\partial z} \right) \cdot \begin{pmatrix} \tau_{xx} & \tau_{yx} & \tau_{zx} \\ \tau_{xy} & \tau_{yy} & \tau_{zy} \\ \tau_{xz} & \tau_{yz} & \tau_{zz} \end{pmatrix}$$

¹⁸ DUARTE, C. O., et al. Numerical simulation and experimental study of fluid-particle flows in a spouted bed. En: Power Technology. 2009. vol. 188, no. 3, p. 195-205.

4.3 Modelo de turbulencia κ - ϵ

El flujo en régimen turbulento se caracteriza por la fluctuación de su componente de velocidad, dichas fluctuaciones implican cambios en diferentes propiedades de transporte, tal como el momento, calor y la concentración de las presentes en el fluido, de tal modo que todas estas propiedades también fluctúan.

Estas variaciones pueden ser de baja y alta frecuencia, ellas también son muy costosas computacionalmente para ser simuladas directamente en aplicaciones prácticas de ingeniería. Una forma más sencilla para modelar este tipo de fenómenos es utilizar una estructura promediada en el tiempo o de otro tipo, para las ecuaciones fundamentales que gobiernan los fenómenos de transporte para fluidos en régimen laminar.

Las formas más sencillas de representar la turbulencia son, los modelos que presentan dos ecuaciones, estas se relacionan para determinar la solución del perfil de velocidad turbulento del fluido. *Fluent®* posee diferentes tipos de modelos, de los cuales se destaca el modelo propuesto por *Lauder y Spalding* en 1974 el cual se denota con el nombre de κ - ϵ , el cual presenta un nivel importante de robustez pero a su vez se muestra un modelo económico en términos de cálculos computacionales teniendo una precisión razonable para un amplio rango de tipos de condiciones de flujo turbulento.

El modelo κ - ϵ en su forma estándar, tiene una base semi-empírica, el cual utiliza las ecuaciones de transporte para la energía cinética turbulenta (κ) y su tasa de disipación (ϵ). La energía cinética turbulenta y su tasa de disipación se obtienen a partir de las siguientes ecuaciones¹⁹:

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\kappa) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho\kappa V_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\kappa} \right) \frac{\partial \kappa}{\partial x_j} \right] + G_\kappa + G_b - \rho\epsilon - Y_M + S_\kappa \quad (4.19)$$

¹⁹ KUNNI

$$\frac{\partial}{\partial t}(\rho\epsilon) + \frac{\partial}{\partial x_i}(\rho\epsilon V_i) = \frac{\partial}{\partial x_j} \left[\left(\mu + \frac{\mu_t}{\sigma_\epsilon} \right) \frac{\partial \epsilon}{\partial x_j} \right] + C_{1\epsilon} \frac{\epsilon}{K} (G_K + C_{3\epsilon} G_b) - C_{2\epsilon} \rho \frac{\epsilon^2}{K} + S_\epsilon \quad (4.20)$$

Las siguientes ecuaciones complementan el desarrollo matemático para el modelo de turbulencia $K-\epsilon$:

En las ecuaciones (4.19) y (4.20), el término G_K representa la producción de energía cinética turbulenta, el cual se puede representar en la siguiente forma:

$$G_K = -\rho \overline{V_i' V_j'} \frac{\partial V_j}{\partial x_i} \quad (4.21)$$

La ecuación (4.21) presenta cierta dificultad con relación a su cálculo, de tal forma que para evaluar G_K en una forma en la que sea equivalente a la teoría propuesta por Boussinesq el calcula a partir del valor medio del tensor de esfuerzos representado por S .

$$G_K = \mu_t S^2 \quad (4.22)$$

$$S = \sqrt{2S_{ij}S_{ij}} \quad (4.23)$$

La generación de turbulencia debido al empuje del fluido se representa a partir del término G_b y se relaciona matemáticamente en la siguiente forma:

$$G_b = \beta g_i \frac{\mu_t}{Pr_t} \frac{\partial T}{\partial x_i} \quad (4.24)$$

El coeficiente de expansión térmica se ilustra a continuación:

$$\beta = -\frac{1}{\rho} \frac{\partial \rho}{\partial T} \bigg|_p \quad (4.25)$$

La viscosidad turbulenta μ_t Se calcula a partir de la solución de las dos ecuaciones de transporte fundamentales en el modelo $\kappa - \epsilon$:

$$\mu_t = \rho C_\mu \frac{\kappa^2}{\epsilon} \quad (4.26)$$

El último parámetro que utiliza el modelo $\kappa - \epsilon$ corresponde a $C_{3\epsilon}$ el cual no es especificado directamente, en cambio se calcula a partir de la siguiente expresión:

$$C_{3\epsilon} = \tanh\left|\frac{v}{V}\right| \quad (4.27)$$

Los parámetros del modelo se resumen en la tabla 4-1, dichos parámetros han sido determinados a partir de múltiples experimentos realizados a partir de aire y agua para fluidos fundamentalmente turbulentos, los cuales han funcionado adecuadamente para la gran mayoría de condiciones y tipos de flujo para este modelo genera desconfianza por no ser ideal como un fluido lo que genera de entrada una desviación en los resultados a obtener por lo que genera una posible modificación de estos parámetros en simulaciones posteriores.

Tabla 4-1: Parámetros establecidos en *Ansys® Fluent® 13* para el modelo de turbulencia $\kappa - \epsilon$ en su versión estándar.

Parámetro	Magnitud
$C_{1\epsilon}$	1,44
$C_{2\epsilon}$	1,92
C_μ	0,09
σ_κ	1,00
σ_ϵ	1,3

Fase discreta (DPM, Discrete Phase Modeling).

En años recientes se han generado avances en la mecánica computacional de fluidos. Para el análisis de sistemas de flujo multifásicos. En la actualidad existen dos enfoques para el cálculo numérico de sistemas:

- Euler-Lagrange.
- Euler-Euler.

4.4 Enfoque de cálculo para sistemas multifásicos de Euler-Lagrange

Estos sistemas de flujo multifásicos se trata la fase fluida a partir de la teoría del continuo, es decir que para la misma se resuelven las ecuaciones de (Navier-Stokes), mientras que la fase dispersa al seguir la trayectoria de un gran número de partículas, burbujas o gotas a través del campo de flujo previamente calculado. La fase dispersa puede intercambiar momento, masa y energía con la fase fluida.

Este enfoque hace consideraciones simples al suponer que no existe, interacción entre partículas y esto implica que el volumen ocupado por la fase dispersa debe ser mucho menor al de la fase fluida; esta restricción de volumen no está relacionada con la masa de tal forma que la densidad de partícula es un parámetro limitante en la selección de este tipo de modelado.

Este modelo es apropiado para las siguientes aplicaciones:

- Secado por atomización o directo.
- Combustión de carbón o combustibles líquidos.

Considerando las limitaciones de este enfoque y aplicaciones tales como las mezclas de líquidos, lechos fluidizados, lechos empacados o cualquier otro sistema en el cual se

tengan interacciones entre partículas y que por extensión tengan una alta fracción volumétrica de partículas con respecto a la fase fluida, en este escenario se recomienda el uso del modelo de colisión de elementos discretos, el cual se describirá posteriormente en este documento.

4.4.1 Ecuaciones de movimiento de partículas

Para determinar la trayectoria de la partícula a través del campo de flujo se hace necesario resolver el balance de fuerzas para la partícula, de tal modo que escrito en el marco de referencia del enfoque Lagran (Levenspiel K. D., 1978) este balance iguala la inercia de la partícula con las fuerzas actuando sobre ella y puede ser escrito para cada coordenada del sistema de referencia cartesiano en la siguiente forma:

$$\frac{d\vec{V}_p}{dt} = F_D (\vec{V} - \vec{V}_p) + \frac{\vec{g}(\rho_p - \rho)}{\rho_p} \quad (4.28)$$

Dónde:

F_D Fuerza de arrastre.

ρ_p Densidad de la partícula.

ρ Densidad de la fase fluida.

$\vec{g}$ Aceleración correspondiente a la gravedad.

t Tiempo.

$\vec{V}$ Velocidad de la fase fluida.

$\vec{V}_p$ Velocidad de la partícula.

La fuerza de arrastre se calcula en su forma general en función del coeficiente de arrastre C_D

$$F_D = \frac{18\mu C_D Re}{\rho_p d_p^2 24} \quad (4.29)$$

Dónde:

μ Viscosidad molecular de la fase fluida.
 d_p Diámetro de partícula promedio.
 Re Número a dimensional de Reynolds relativo.

$$Re = \frac{\rho d_p |\vec{V}_p - \vec{V}|}{\mu} \quad (4.30)$$

4.4.2 Dispersión turbulenta de partículas

La dispersión turbulenta de partículas se predice utilizando el modelo de rastreo estocástico, el cual incluye el efecto de las fluctuaciones instantáneas en la velocidad de la fase fluida debido a la turbulencia a partir del uso de métodos estocásticos. Cuando el flujo de aire se presenta en el régimen turbulento se pueden predecir las trayectorias de las partículas utilizando la velocidad media de la fase fluida.

4.4.3 Coeficiente de arrastre

Como es evidente, las partículas de café no son esféricas, de tal modo que para el cálculo del coeficiente de arrastre se debe tener una correlación que tome en cuenta esta diferencia, de tal forma que se tiene la ecuación generada por Haider y (Geldart, 1996) (Levenspiel K. D., 1978) para el cálculo del coeficiente de arrastre:

$$C_D = \frac{24}{Re} (1 + b_1 Re^{b_2}) + \frac{b_3 Re}{b_4 + Re} \quad (4.31)$$

Dónde:

$$b_1 = \exp(2,3288 - 6,4581\phi + 2,4486\phi^2)$$

$$b_2 = 0,0964 + 0,5565\phi$$

$$b_3 = \exp(4,905 - 13,8944\phi + 18,4222\phi^2 - 10,2599\phi^3)$$

$$b_4 = \exp(1,4681 - 12,2584\phi - 20,7322\phi^2 + 15,8855\phi^3)$$

ϕ Esfericidad, definida como la razón del área superficial de una esfera que tiene el mismo volumen que la partícula y el área superficial de la partícula.

4.4.4 Transferencia de calor y masa

La velocidad de transferencia de masa desde el café hacia el aire, puede ocurrir en forma diferencial con la velocidad del aire. Este fenómeno implica que la transferencia de masa es controlada solamente por la difusión cuando la velocidad del aire es bajo.

El *flux* de agua de la superficie del grano de café hacia el aire está relacionado con la diferencia de concentración entre estas dos fases y el coeficiente de transferencia de masa, de tal forma que se tiene la siguiente ecuación²⁰:

$$N_{H_2O} = k_c (C_{H_2O}^{café} - C_{H_2O}^{\infty}) \quad (4.32)$$

²⁰ GUNN, D. J. Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidized beds. En: Heat Mass Transfer. 1978. no. 30, p. 467-476.

Dónde:

N_{H_2O} Flux molar de agua.

k_c Coeficiente de transferencia de masa.

$C_{H_2O}^{café}$ Concentración de agua como vapor en la superficie del grano de café.

$C_{H_2O}^{oo}$ Concentración de agua en el seno de la fase fluida.

Se asume que la concentración de agua en forma de vapor en la interface cumple con el equilibrio de fases para efectos prácticos, se sigue la ley de los gases ideales, por lo tanto se tiene la siguiente expresión:

$$C_{H_2O}^{café} = \frac{P_{(T_p)}^{sat}}{RT_p} \quad (4.33)$$

Dónde:

$P_{(T_p)}^{sat}$ Presión de saturación del agua a la temperatura del grano de café.

R Constante universal de los gases ideales.

T_p Temperatura del grano de café.

El coeficiente de transferencia de masa se calcula a través de la siguiente correlación del número de (Sherwood)²¹.

²¹ INCROPERA TRANSFERENCIA DE CALOR FRANK 1999 P 315

$$Sh = \frac{k_c d_p}{D_{H_2O}} = 2 + 0,6Re^{1/2} Sc^{1/3}$$

(4.34)

Dónde:

D_{H_2O} Coeficiente de difusividad del agua en el aire.

Sc Número a dimensional de Schmidt.

La masa del grano de café cambia en función del tiempo en tanto el secado se lleva a cabo, para cuantificar la cantidad de agua que sale del producto se considera la siguiente ecuación:

$$m_{p(t+\Delta t)} = m_{p(t)} - N_{H_2O} A_p M_{H_2O} \Delta t \quad (4.35)$$

Dónde:

A_p Área superficial del grano de café.

M_{H_2O} Peso molecular del agua.

t Tiempo.

Δt Diferencial finito de tiempo.

Cuando se presenta un alto nivel de vaporización, es necesario cuantificar el efecto tanto de los efectos difusivos como de los convectivo, de tal forma que cuando esto sucede se ha adoptado la siguiente expresión para el cálculo del flux-

$$\bar{N}_{H_2O} = k_c \rho_\infty \ln(1 + B_m) \quad (4.36)$$

Dónde:

$\bar{N}_{H_2O}$ Flux másico de agua.

ρ_{∞} Densidad de la fase fluida.

B_m Número de Spalding másico.

El número de Spalding considerado se da en función de fracciones másicas:

$$B_m = \frac{y_{H_2O}^{café} - y_{H_2O}^{\infty}}{1 - y_{H_2O}^{café}}$$

(4.37)

La función utilizada para el cálculo de la presión del agua es (Smith W, 1993)

$$\ln P^{sat} = 16,3872 - \frac{3885,70}{T_p + 230,17}$$

(4.38)

P^{sat} Presión de saturación del agua [kPa].

T_p Temperatura del grano de café [°C].

La transferencia de calor hacia el grano de café hace uso del siguiente balance de energía, en el cual se relaciona el cambio de calor sensible en el grano con la transferencia *convectivo* y latente entre el mismo y la fase fluida:

$$m_p C_p \frac{dT_p}{dt} = h A_p (T_{\infty} - T_p) - \frac{dm_p}{dt} h_{fg}$$

(4.39)

4.4.5 Enfoque de cálculo para sistemas multifásicos de Euler-Euler

Para resolver las ecuaciones de continuidad, densidad de flujo, cantidad de movimiento y las asociadas al modelo de turbulencia se utilizará el algoritmo basado en la presión (*pressure.based*), dicho modelo resuelve en forma independiente cada ecuación teniendo así un menor gasto computacional, de tal modo que para cada fase se resuelve la siguiente ecuación

$$\sum_{i=1}^n \frac{1}{\bar{\rho}_i} \left\{ \frac{\partial}{\partial t} \alpha_i \rho_i + \nabla \cdot \alpha_i \rho_i \vec{V}_i' + \nabla \cdot \alpha_i \rho_i \vec{V}_i'' - \left[\sum_{j=1}^n (\dot{m}_{ji} - \dot{m}_{ij}) \right] \right\} = 0$$

(4.40)

Dónde:

i Indica la fase considerada.

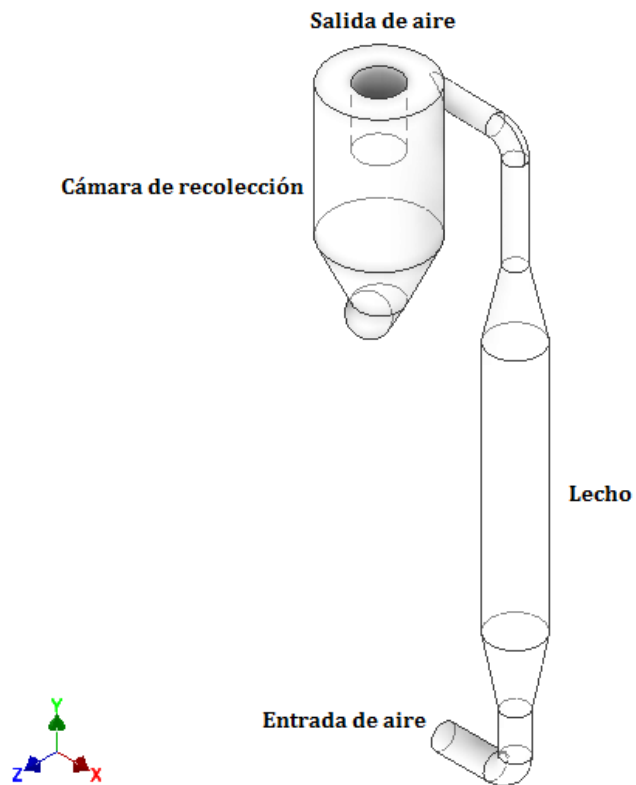
$\bar{\rho}_i$ Densidad promedio de la fase i .

α_i Fracción volumétrica de la fase i en comparación a las demás.

4.5 Desarrollo de la simulación

Se pretende representar en forma tridimensional el diseño del secador, y la estructura del lecho, se diagramaron con la ayuda del software Autodesk Inventor 2013, en principio se desarrolló la geometría para el secador sin la presencia del lecho ni el difusor de aire, tal como se muestra en la Figura 4-3.

Figura 4-3: Vista isométrica frontal de la representación tridimensional del secador de lecho fluidizado, Autodesk Inventor 2013.

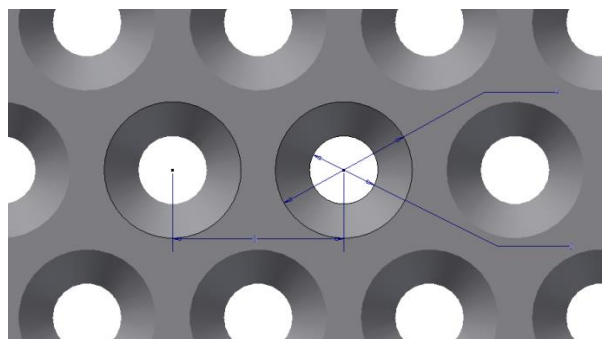


Para la distribución de aire al interior de la recámara de secado, se propone el uso de tres tipos de difusores de aire, los cuales se especifican a continuación:

4.4.6 Especificaciones de diseño del primer difusor

Como se mencionó el capítulo tres, este difusor tiene una densidad de agujeros constante en toda el área de flujo, pero presenta una particularidad en la forma de los agujeros, dado que tienen una geometría cónica con la que se pretende dirigir el flujo de aire a una dirección particular y a su vez distribuirlo adecuadamente en el lecho.

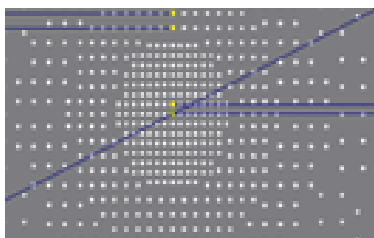
Figura 4-4: Acercamiento de la vista inferior del primer difusor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.



4.4.7 Especificaciones de diseño del segundo difusor

Este difusor tiene una distribución de agujeros que varía en función de la coordenada radial, de tal forma como se mencionó en el capítulo tres, presenta una concentración perforaciones en la zona central y disminuye la densidad a si los extreman

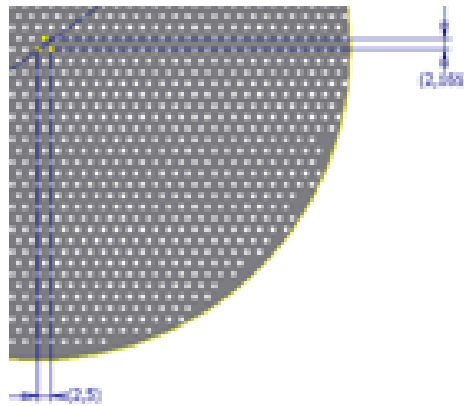
Figura 4-5: Segundo difusor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.



4.4.8 Especificaciones de diseño del tercer difusor

Este difusor tiene una densidad de agujeros constante en toda el área de flujo, y la perforación es regular en todo el perfil.

Figura 4-6: Tercer difusor para el secador de lecho fluidizado, longitudes en milímetros.



Se parte del hecho de que en la entrada del secador, el aire alcanza velocidades de alrededor de 10 m/s, por tal motivo se determina esto como una condición de frontera para el sistema, en este caso se conocen tanto las coordenadas de los puntos medios de la entrada en cada división y en ellos se plantea un plano de velocidad constante, de tal modo que el flujo se desarrolle a través de la estructura y se observen las propiedades del flujo a la salida del distribuidor.

El modelo de turbulencia seleccionado para realizar la simulación es el modelo $k-\epsilon$, esto se debe a que este modelo ha funcionado adecuadamente para geometrías análogas y se han obtenido resultados satisfactorios para un régimen de flujo similar.

Otra consideración importante en el desarrollo de la simulación, es la presión del sistema, por lo tanto es necesario conocer la presión del fluido en algún punto del modelo, en este caso se asume que en la salida del distribuidor, la presión no difiere en una magnitud

considerable a la presión atmosférica estándar, dicho valor se especifica en las coordenadas ilustradas en la tabla 4.1, por lo tanto este valor se utilizó para la simulación.²²

Tabla 4-2: Coordenadas de especificación de presión.

Coordenada	Magnitud
X (mm)	759,6
Y (mm)	-304,127
Z (mm)	-295

La viscosidad y la densidad del fluido se determinaron para el aire a temperatura de 45 °C. y 1 atmosfera la cual se seleccionó como un valor promedio en los procesos de secado que se van a llevar a cabo en este equipo, estos valores son:

$$\mu = 2,075 \times 10^{-5} \frac{kg}{m \cdot s}$$

$$\rho = 0,985 \frac{kg}{m^3}$$

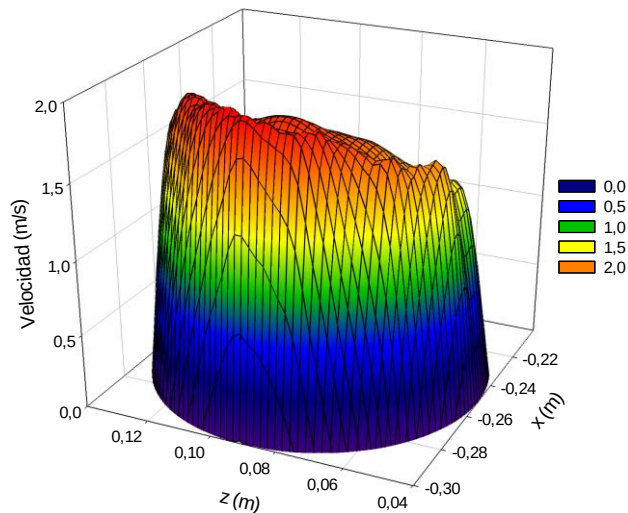
9 4.4. Desarrollo inicial de flujo

En el desarrollo final de flujo se pretende conocer los parámetros del flujo principal a través de la estructura completa del secador, también se busca conocer el comportamiento del aire en el ciclón que permite la recolección del producto. El desarrollo de la independencia de malla se realizó a partir de la consideración del flujo de aire en el

²² La presión atmosférica estándar corresponde a 101325 Pa.

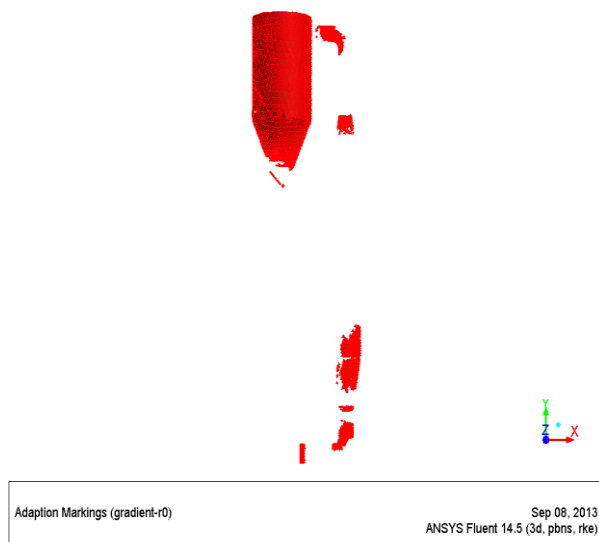
plano de salida de aire del ciclón, encontrando así una representación de flujo como se ilustra en la Figura 4-7:

Figura 4-7: Perfil de velocidad en la salida distribuidor



La refinación de la malla se realizó teniendo en cuenta el gradiente de velocidad presente en el sistema, el cual se encontró en los puntos en los que el gradiente tiene la mayor magnitud. Se realizó la marcación en el dominio total del equipo y dicho análisis se ilustra en la figura 4.8, de tal modo que a cada una de estas celdas se refinó en busca de resultados reproducibles e independientes del tamaño de la celda.

Figura 4-8: Marcación de los puntos de una magnitud importante gradiente de velocidad en el dominio del sistema.



A continuación se describe el tratamiento realizado para generar el estudio de independencia de malla para cada uno de los sistemas diferenciados esencialmente por el tipo de distribuidor considerado.

4.4.10 Primera propuesta para el distribuidor de aire

Se procede a describir todos los aspectos que se tuvieron en cuenta para el desarrollo de la simulación para la primera propuesta del distribuidor de aire, tales aspectos son:

Desarrollo del tamaño de malla: este desarrollo es de vital importancia porque de ello depende el desempeño y la precisión del modelo, en este caso se limita a la capacidad computacional disponible.

Descripción de los parámetros básicos para la simulación: en este caso se hacen conocer cada uno de los parámetros utilizados en la simulación, los cuales son esenciales para replicar la simulación en caso de ser necesario.

La estrategia para determinación de la tamaño de malla se desarrolló teniendo en cuenta las capacidades de resolución del computador del grupo de investigación en diseño de máquinas GIDMAQ, el cual cuenta en el momento con 12 GB de memoria RAM, por lo tanto los parámetros del mallado se ilustran en la Tabla 4-3.

Tabla 4-3: Desarrollo del tamaño de malla para la primera propuesta del distribuidor de la cámara industrial de secado

Tamaño de malla (mm)	Tamaño de malla mínimo (mm)	Tamaño de malla máximo (mm)	Memoria RAM utilizada	Tiempo de cómputo (h)
50	100	3,5	0,5	
10	50	4,2	0,7	
10	20	5,1	0,9	
5	10	6,7	1,3	
1	10	9,4	2,1	

En el ambiente de *AnsysFluent*® 14.5, se determinó el siguiente dominio en el espacio para el modelo:

Tabla 4-4: Dominio de la primera propuesta para el distribuidor de aire.

Coordenada mínima	Magnitud	Coordenada máxima	Magnitud
$X_{\min}$ (m)	0,008	$X_{\max}$ (m)	1,593
$Y_{\min}$ (m)	-0,591	$Y_{\max}$ (m)	0,018
$Z_{\min}$ (m)	-0,295	$Z_{\max}$ (m)	0,895

4.4.11 Segunda propuesta para el distribuidor de aire

Se describe todos los aspectos que se tuvieron en cuenta para el desarrollo de la simulación para la segunda propuesta del distribuidor de aire.

La estrategia de determinación del tamaño malla desarrolló teniendo en cuenta las capacidades de resolución del computador y el tiempo de solución.

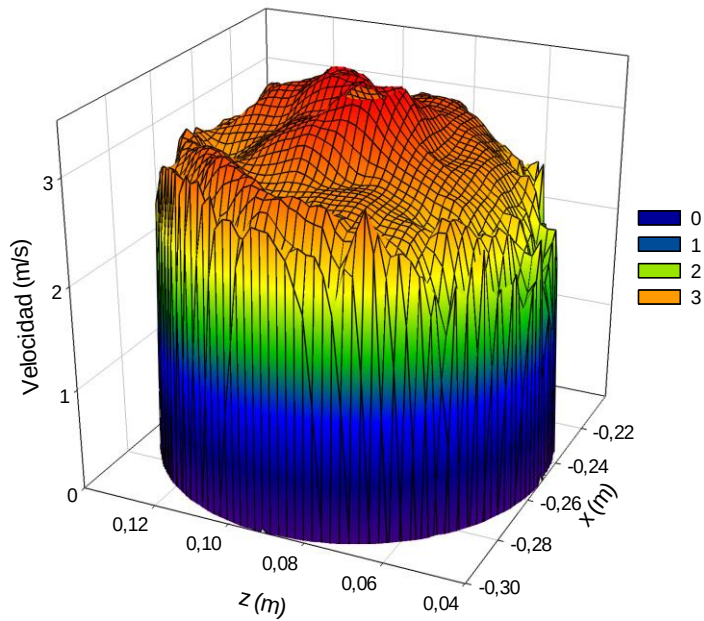
Tabla 4-5: Desarrollo de la independencia de malla para la segunda propuesta del distribuidor.

Tamaño de malla (mm)	Tamaño de malla mínimo (mm)	Tamaño de malla máximo (mm)	Memoria RAM utilizada	Tiempo de cómputo (h)
50	100	5,1	1,1	
10	50	6,7	1,4	
10	20	7,8	2,1	
5	10	8,2	3,4	
1	10	10,3	5,3	

En el ambiente de Ansys Fluent® 13, se determinó el siguiente dominio en el espacio para el modelo:

Tabla 4-6: Dominio de la segunda propuesta del distribuidor de aire.

Coordenada mínima	Magnitud	Coordenada máxima	Magnitud
$X_{\min}$ (m)	0,008	$X_{\max}$ (m)	1,593
$Y_{\min}$ (m)	-0,591	$Y_{\max}$ (m)	0,018
$Z_{\min}$ (m)	-0,295	$Z_{\max}$ (m)	0,895

Figura 4-9: Perfil de velocidad en la salida distribuidor.**Figura 4-10:** Marcación de los puntos de una magnitud importante gradiente de velocidad en el dominio del sistema.

4.4.12 Tercera propuesta para el distribuidor de aire

Se procede a describir todos los aspectos que se tuvieron en cuenta para el desarrollo de la simulación para la tercera propuesta del distribuidor de aire.

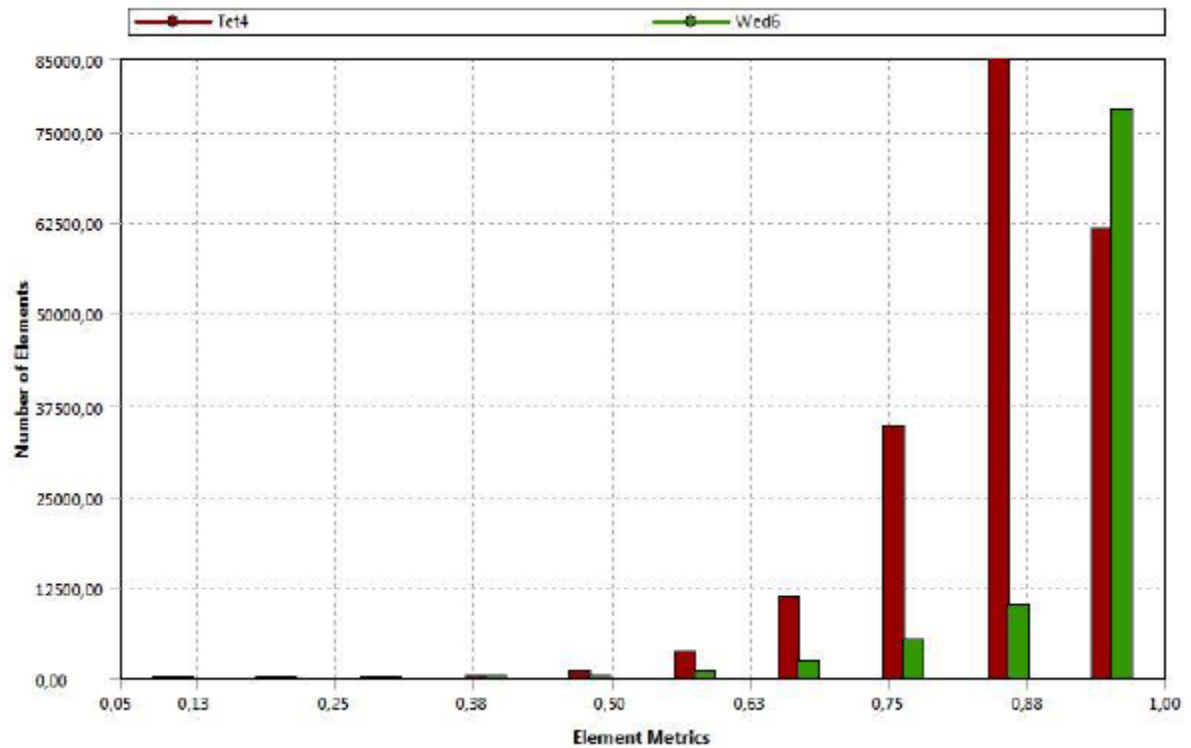
La estrategia de determinación de la independencia de malla se realizó en las mismas condiciones.

Tabla 4-7: Desarrollo del tamaño de malla para la segunda propuesta del distribuidor

Tamaño de malla mínimo (mm)	Tamaño de malla máximo (mm)	Memoria RAM utilizada	Tiempo de cómputo (h)
50	100	5,6	1,5
10	50	6,7	2,5
10	20	8,2	4,6
5	10	9,6	7,2
1	10	11,2	10,5

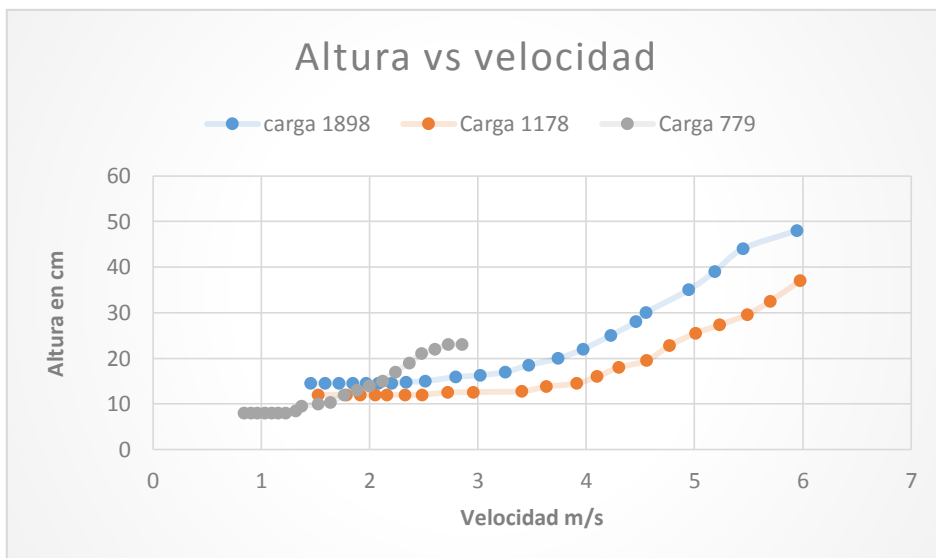
La calidad de la malla se verifico empleando el criterio de ortogonalidad, este criterio se basa en la comparación de los elementos de la malla con un cubo perfecto de todas sus aristas iguales, el cual tiene un valor de 1. El criterio es aplicado considerando el elemento de la malla con la ortogonalidad más baja y se espera que esta no tenga un valor menor de 0,01. En este caso es de 0,055 lo que significa que la malla cumple con el criterio de calidad requerido.

A continuación se muestra la distribución de valores de ortogonalidad en los elementos de la malla a emplear:

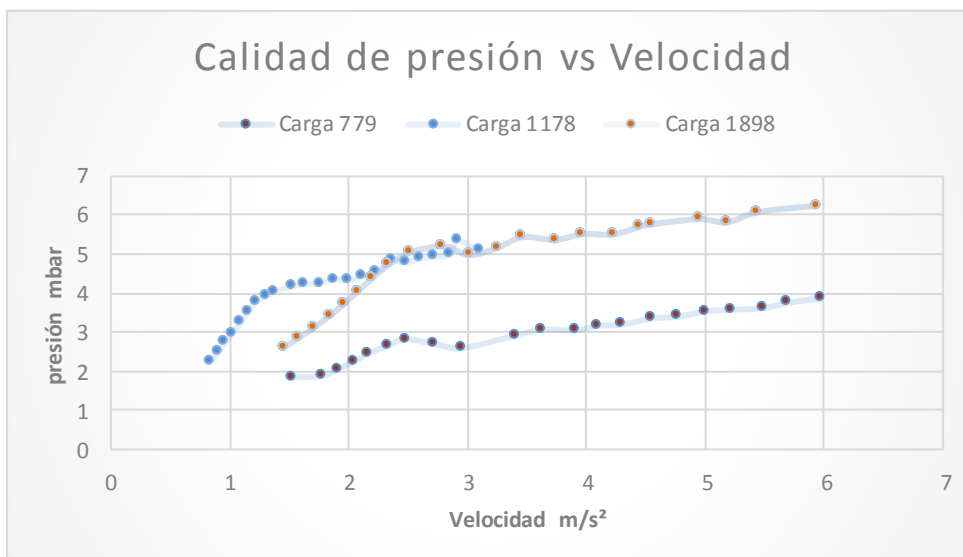
Figura 4.10. Distribución de tamaño de los elementos finitos en la malla.

5. Capítulo V. Resultados

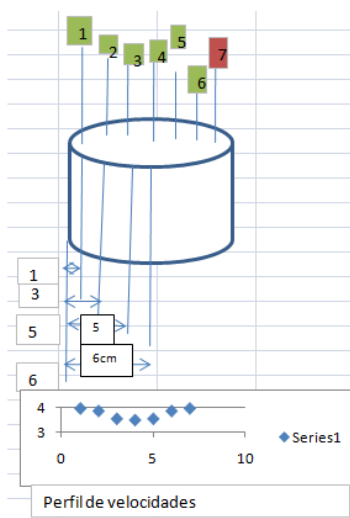
Figura 5-1: Cambio de altura del lecho de expandido a fluidizado vs velocidad



De acuerdo a los primeros ensayos realizados para evaluar el comportamiento de la altura en función con el aumento de la velocidad se concluyó que la altura de las partículas fluidizadas es mayor con la carga de 1898 gramos, siendo este referente para el diseño de la altura de la columna.

Figura 5-2: Caída de presión vs velocidad

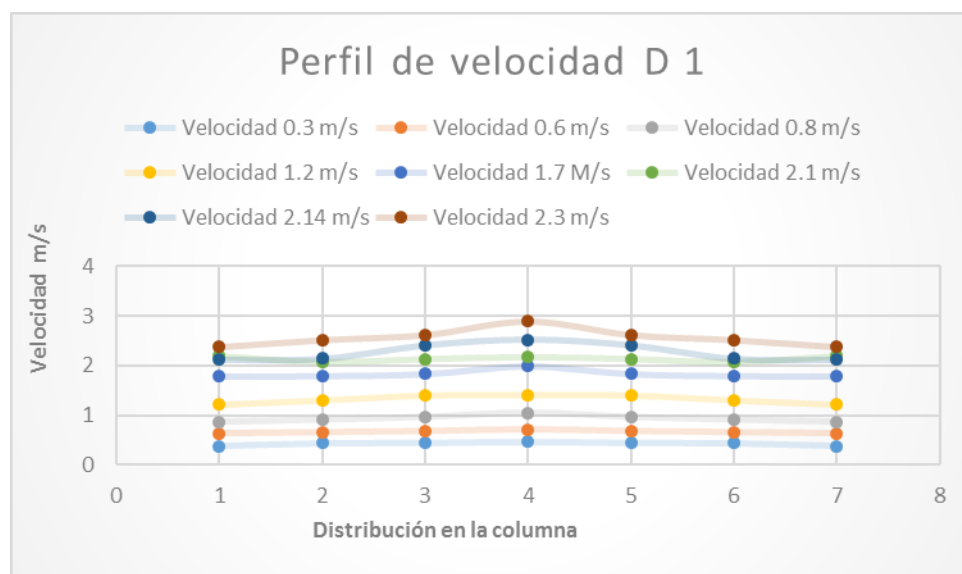
De acuerdo a la carga inicial de producto se resalta el comportamiento de la caída de presión evidenciando que a carga 779 gramos de producto el delta de presión es menor como la velocidad de fluidización.

Figura 5-3: Ubicación de sensor para el proceso de calibración

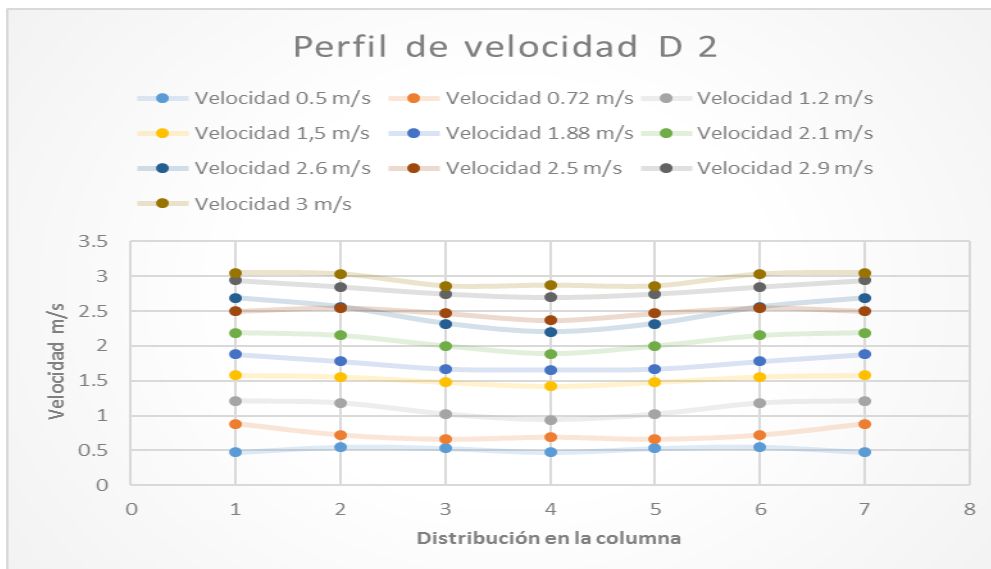
Con el distribuidor instalado se realizó una calibración en la cámara de secado y se evaluó el comportamiento que presenta el perfil de velocidad en el ducto con un

anemómetro de hilo caliente el cual permite con precisión la calibración en el lecho y obtener una función para el controlador por que el comportamiento del fluido no es lineal con el aumento de la velocidad. El sensor se ubicó 20 Cm arriba del distribuidor cambiando de posición según el figura 5.3.

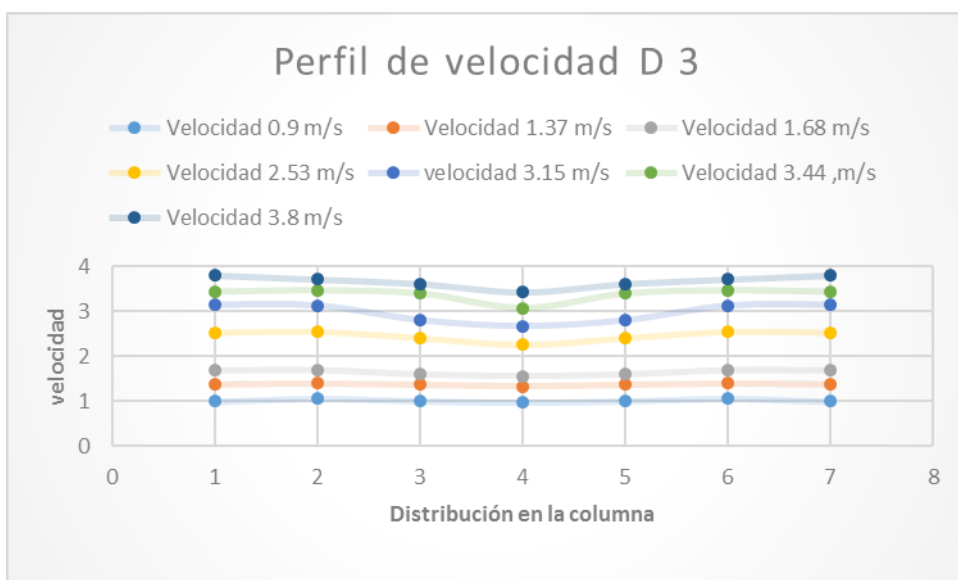
Figura 5-4: Perfil de velocidad en el primer distribuidor



Se relaciona algunos puntos tomados durante la calibración del primer distribuidor, para el cual se realizó con los valores de velocidad en 7 puntos diferentes de acuerdo a la figura 5.3 realizando cambios en la frecuencia del variador de 10 Hz a 60 Hz con variaciones de 1 Hz para obtener la curva de calibración. Se destaca el comportamiento del fluido dentro del tubo el cual coincide con lo obtenido con la simulación y el valor máximo de velocidad en la columna de 2.3 m/s.

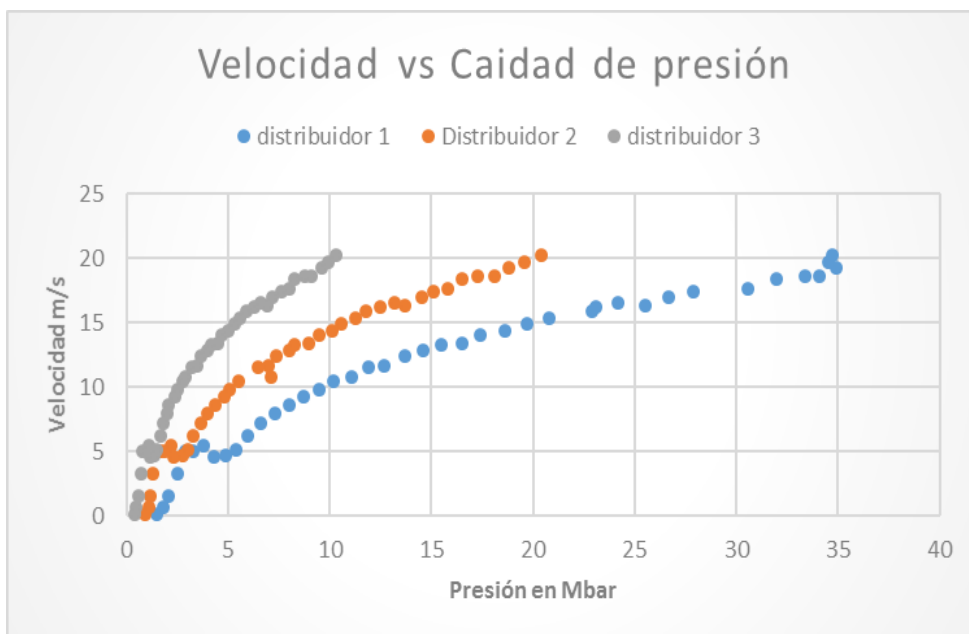
Figura 5-5: Perfil de velocidad segundo distribuidor

Se realizó el procedimiento anterior para el distribuidor dos, los resultados con este distribuidor es que el la fluidizacio se genero en forma de chorro de acuerdo a figura 1.2c la cual no es ideal para escalar a nivel industrial para este tipo de secador y la velocidad maxima es de 3 m/s en la recamara de secado.

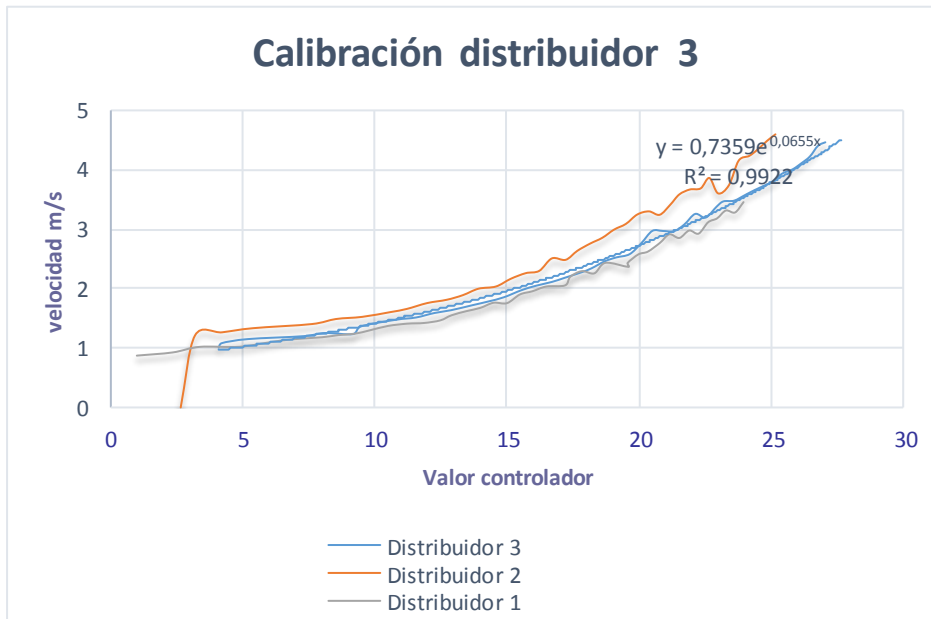
Figura 5-6: Perfil de velocidad tercer distribuidor

El procedimiento de calibración para el distribuidor tres es similar al anterior para validación de los datos, se destaca el comportamiento del perfil velocidad tipo pistos en toda el área de distribuidor la cual es similar, logrando una velocidad de 3.8 m/s siendo mayor que en los anteriores distribuidores.

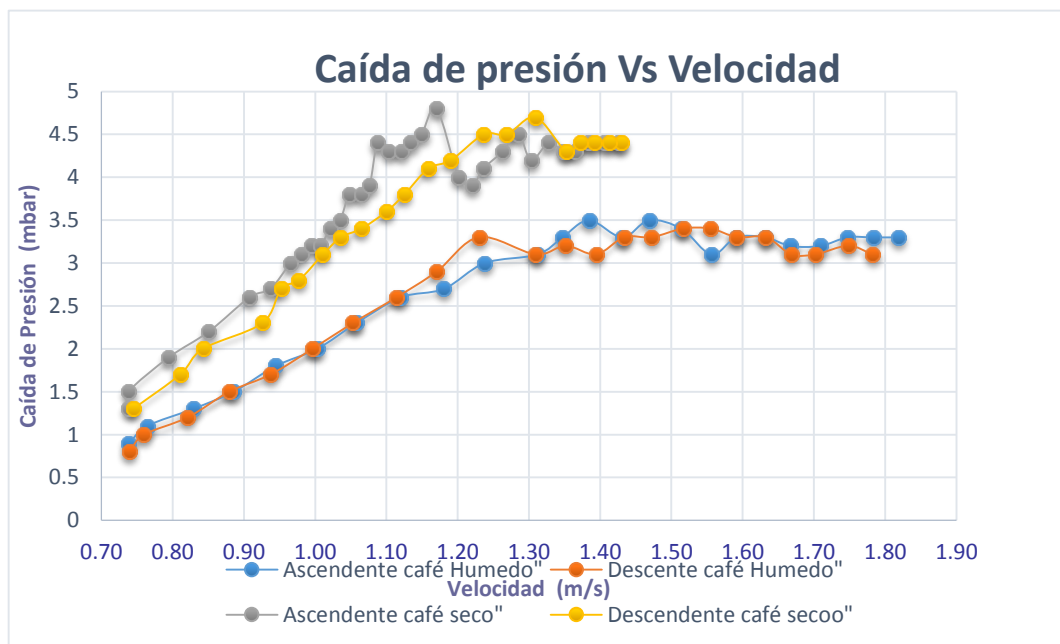
Figura 5-7: Caída de presión en el distribuidores de aire



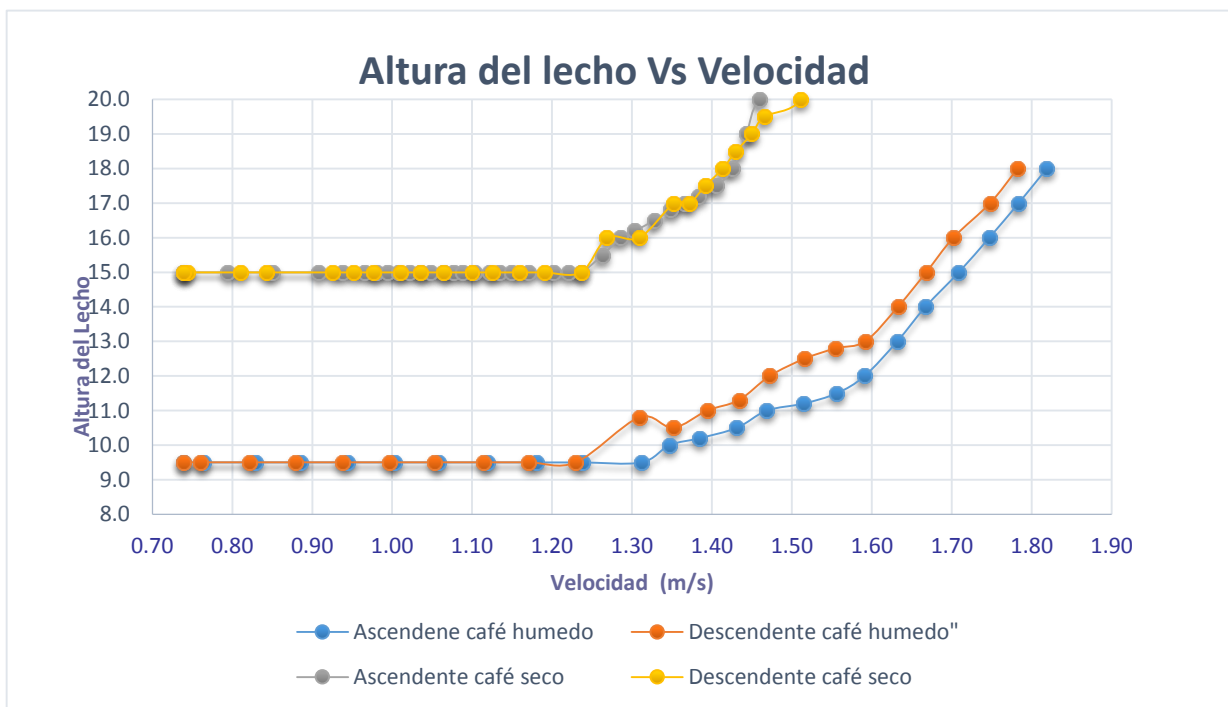
Durante el proceso de calibración se registraron los cambios de presión generados por el distribuidor resaltando que el distribuidor que genere menor caída de presión con el aumento de la velocidad es el tres. Estos resultados brindan los criterios para la selección de este para la operación y funcionamiento de la planta de secado por lecho fluidizado.

Figura 5-8: Curva de calibracion de distribuidor.

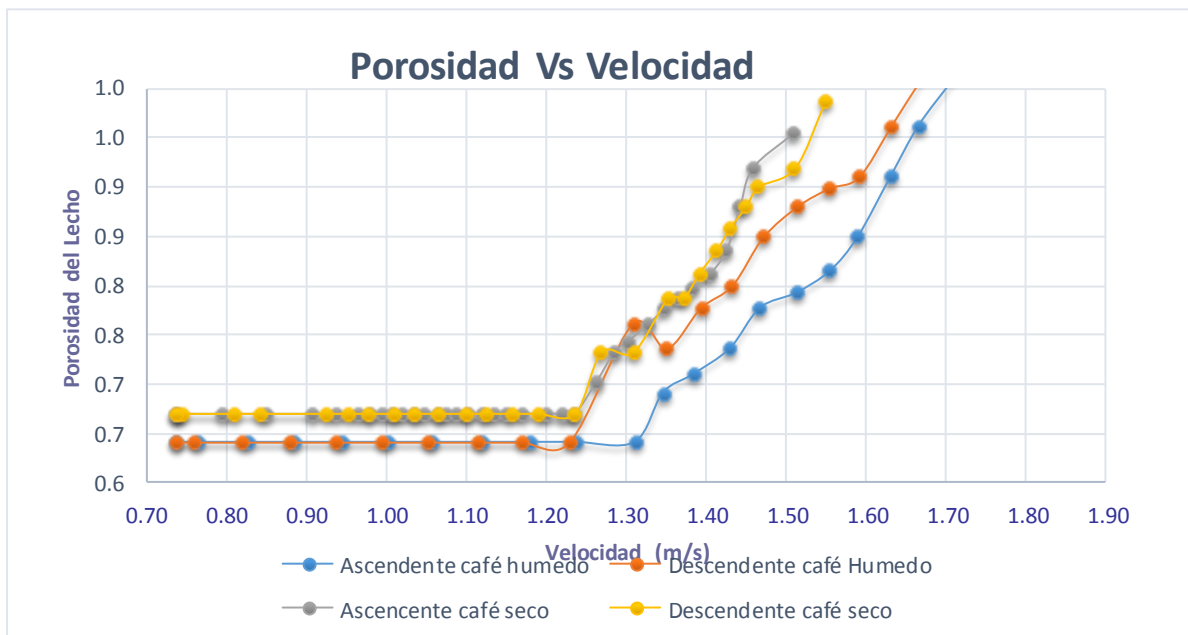
La curva de calibración nos brinda la función con la cual hay que remplazar el valor X siendo el valor del controlador para obtenido la velocidad real en metros/ segundo.

Figura 5-9: Determinación de la velocidad de fluidización en café seco y humedo

Se realizaron ensayos para determinar la velocidad mínima de fluidización del café en estado húmedo y seco a la humedad deseada del 10%, se evidencia que el comportamiento es diferente, considerando el cambio de densidad del producto la curva se realizó con el método de fluctuaciones de presión con aumentos de velocidad hasta llegar a velocidad de fluidización y en sentido descendente disminuyendo la velocidad obteniendo la gráfica característica para cada condición.

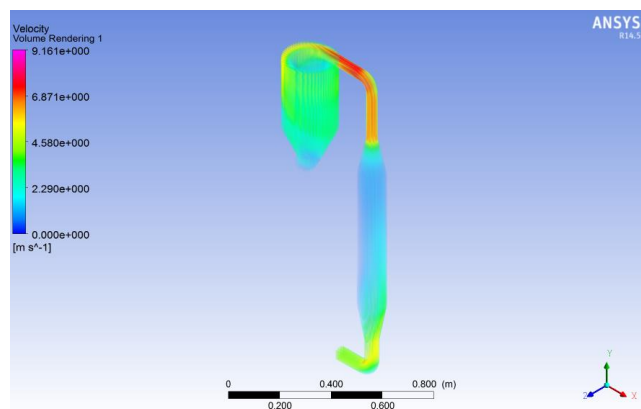
Figura 5-10: Variación de altura del lecho por el incremento de la velocidad.

La relación de altura se conserva de acuerdo a la altura inicial, lo importante es relacionar de la histéresis que se genera por el cambio de la densidad siendo más evidente cuando el café está húmedo.

Figura 5-11: Cambio de porosidad vs velocidad.

La porosidad esta relacionar con el cambio de altura en función de la velocidad conociendo la porosidad inicial se destaca el comportamiento en la histéresis siendo evidente en el café húmedo.

A continuación se presentan los resultados de la evaluación a la geometría que corresponde a todo el dominio de flujo del equipo en términos de flujo de aire, tal como se ilustra en la figura 5.12.

Figura 5-12: Vista isométrica de los contornos de velocidad de aire para el equipo en ausencia de distribuidores

Es importante destacar que en la figura 5.12 se representan una serie de contornos de velocidad, que corresponden a planos xy paralelos separados por una distancia constante, de tal forma que al superponerlos dan una visión tridimensional de la magnitud de la velocidad en el dominio del equipo resaltando los aumentos de velocidad por cambio de sección como de dirección del fluido.

En las figuras 5.13 y 5.14, se muestran vistas laterales y la vista superior del equipo.

Figura 5-13: Vistas laterales de los contornos de velocidad de aire para el equipo en ausencia de distribuidores.

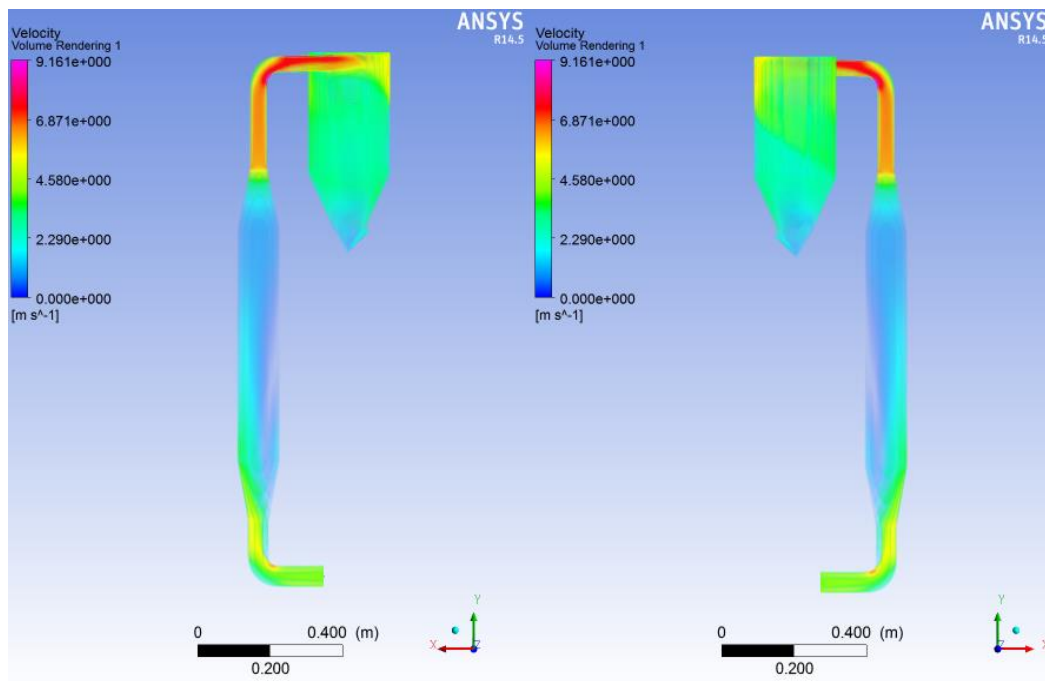
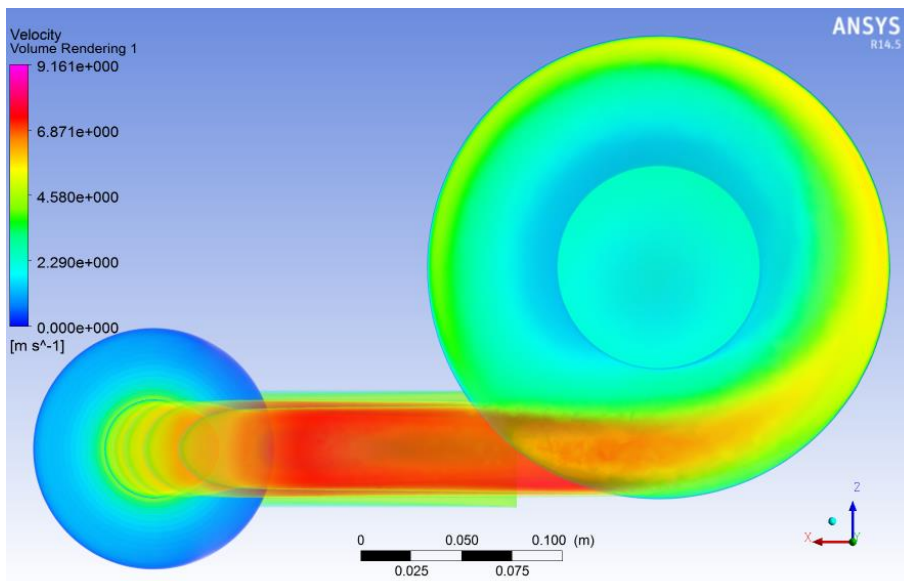


Figura 5-14: Vista superior de los contornos de velocidad de aire para el equipo en ausencia de distribuidores.



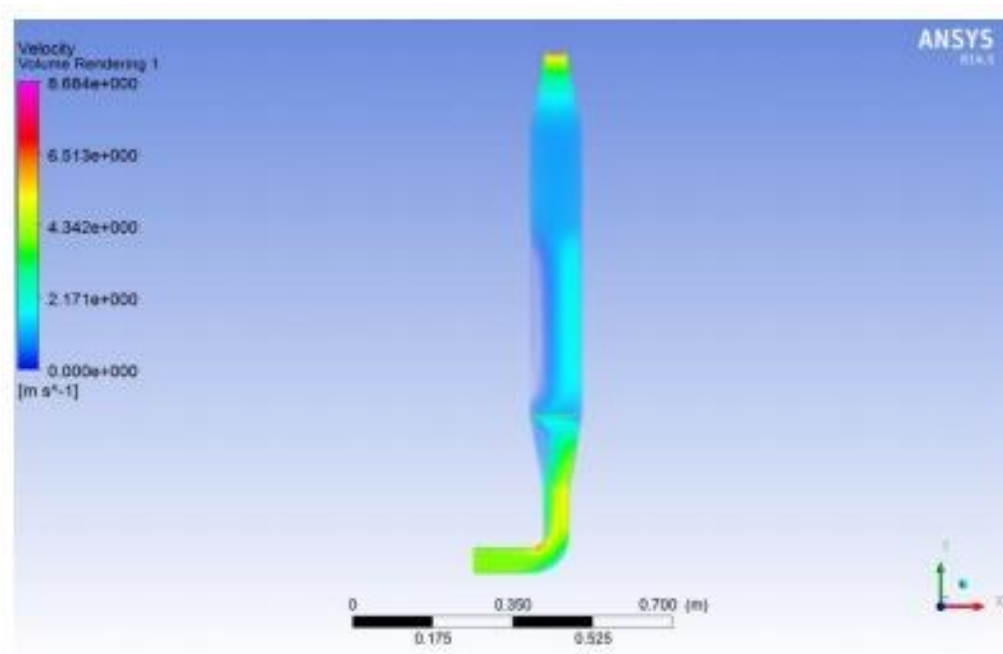
El análisis de flujo de aire al interior del equipo muestra que debido al codo que se presenta a la entrada de la recámara de secado, existe un gradiente de velocidad que se hace más intenso en la región cercana a la pared creando un perfil poco simétrico a la entrada del equipo, esto implica una distribución poco uniforme de aire en la cámara lo que puede implicar un efecto negativo en la calidad del producto y en la eficiencia de secado. Esta es una de las principales razones del uso de distribuidores que redistribuyan el aire a la recámara de secado en forma importante mejorando el secado en forma importante.

En la figura 5.14 se puede observar las magnitud del vector velocidad en el ciclón de almacenamiento de producto, en el cual es importante observar que la velocidad de entrada de aire al ciclón es elevada. Lo que es esperado considerando la perdida de cantidad de movimiento por la disposición tangencial de la entrada y el movimiento circular del fluido al interior que en forma neta está sometido a una alta fricción con una correspondiente perdida de presión importante.

A continuación se presenta el análisis de flujo de aire al interior de la recámara de secado utilizando el los difusores de aire previamente expuestos, de tal forma que se presentan

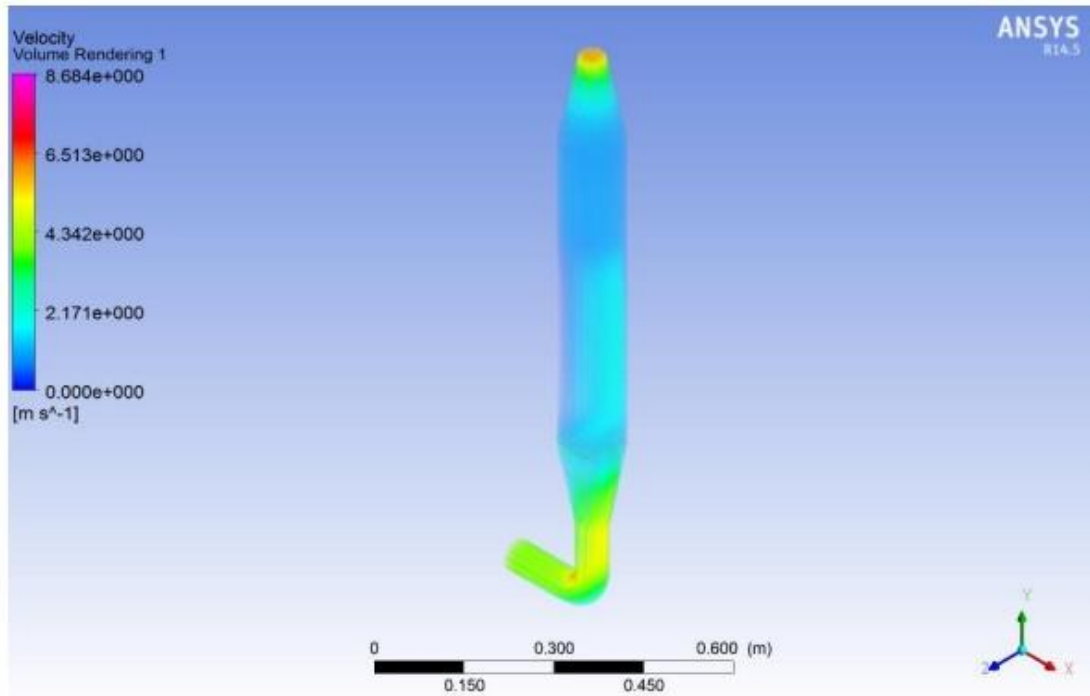
los contornos de velocidad en el dominio de la recámara y el codo de entrada. En la figura 5-15 se presentan los contornos de velocidad para el primer difusor, en el cual se puede observar una distribución poco homogénea de velocidad de aire al interior de la recámara de secado, lo que implica que el diseño propuesto no generaría un impacto positivo en la eficiencia del proceso.

Figura 5-15: Vista lateral de los contornos de velocidad en el interior de la recámara secado utilizando el primer difusor de aire.



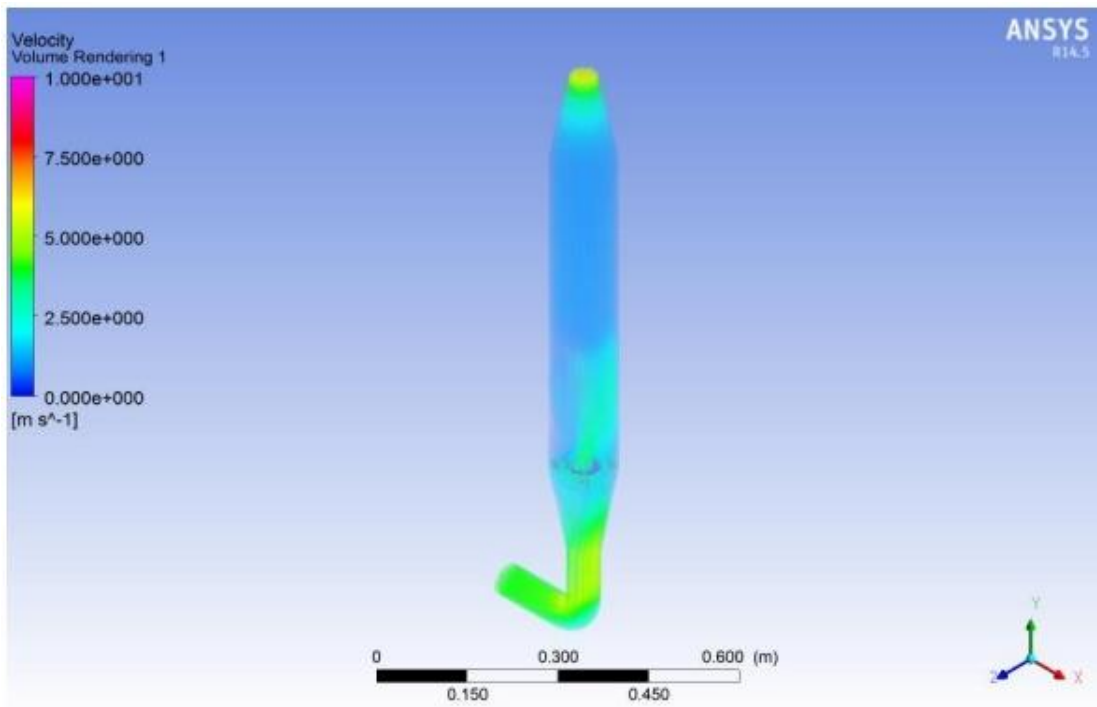
El objetivo inicial del diseño del primer distribuidor correspondía a la generación de una estructura cónica que concentrara el flujo de aire a un área pequeña aumentando así su velocidad, sin embargo como se puede observar en la figura 5.15 y 5.16, aunque la velocidad sobre cada uno de los agujeros del distribuidor es alta, el cambio de área de flujo al entrar a la recámara causa que la velocidad se reduzca en gran medida y adquiera un perfil constante sin una ganancia neta real en la región que estaría ocupando el café dentro de la recámara de secado.

Figura 5-16: Vista frontal del perfil de velocidad



En comparación se ilustra en la figura 5.17 los contornos de velocidad en el análisis considerando el segundo distribuidor de aire, el que se buscaba tener un área central con una concentración alta de agujeros con el fin de que la mayor proporción del flujo de aire de entrada pase por allí aumentando la velocidad en ese punto y generando un fenómeno de transporte convectivo de sólidos que aumentaría la eficiencia del secado.

Figura 5-17: Vista isométrica de los contornos de velocidad en el interior de la recámara de secado utilizando el segundo difusor de aire.



Por último se puede observar los perfiles de velocidad tanto en una vista frontal (figura 5.17), como también la vista isométrica (figura 5.18), en este caso se puede ver una distribución muy homogénea de velocidad de aire en la recámara de secado, lo que implica un secado uniforme y con una eficiencia muy alta en términos de tiempo y calidad del producto.

Figura 5-18: Vista lateral de los contornos de velocidad en el interior de la recámara secado utilizando el tercer difusor de aire.

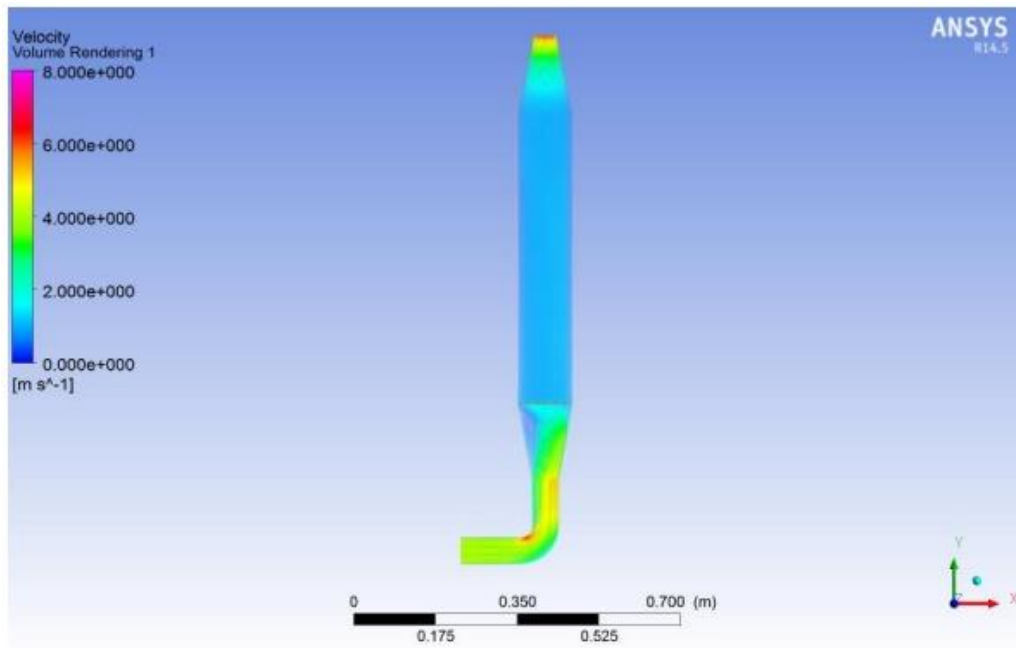


Figura 5-19: Vista frontal de los contornos de velocidad en el interior de la recámara secado utilizando el tercer difusor de aire

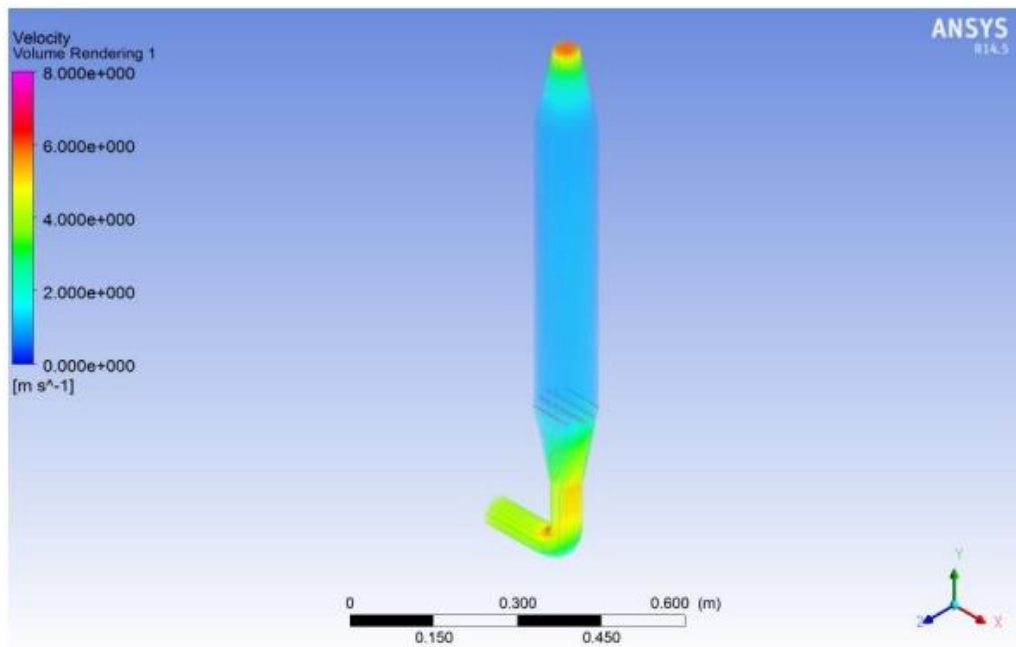
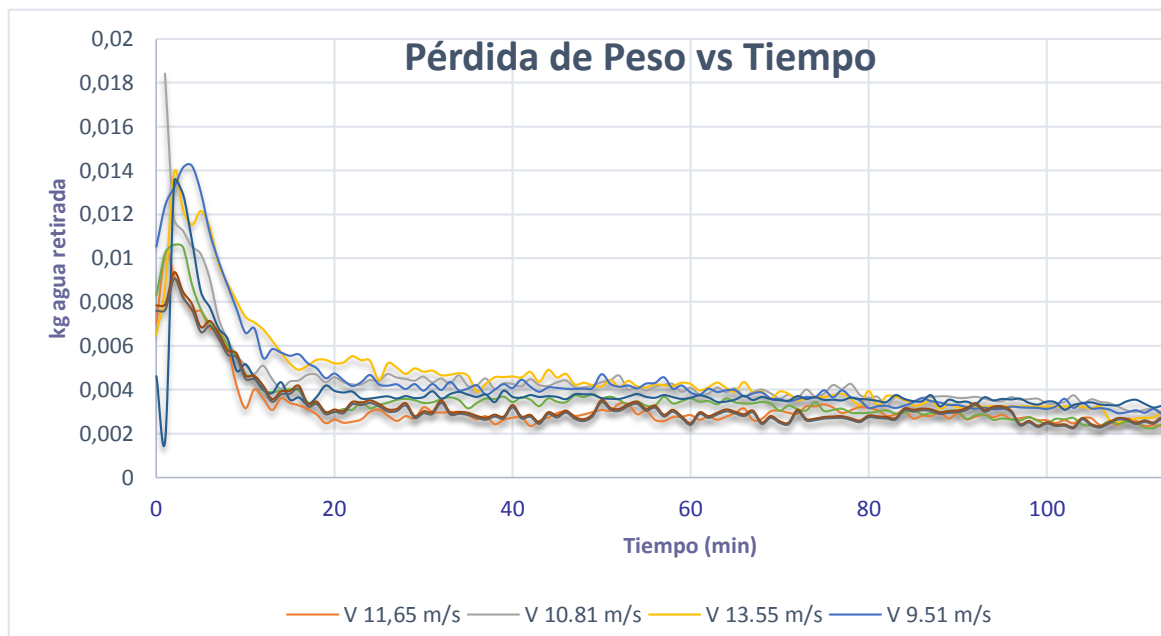
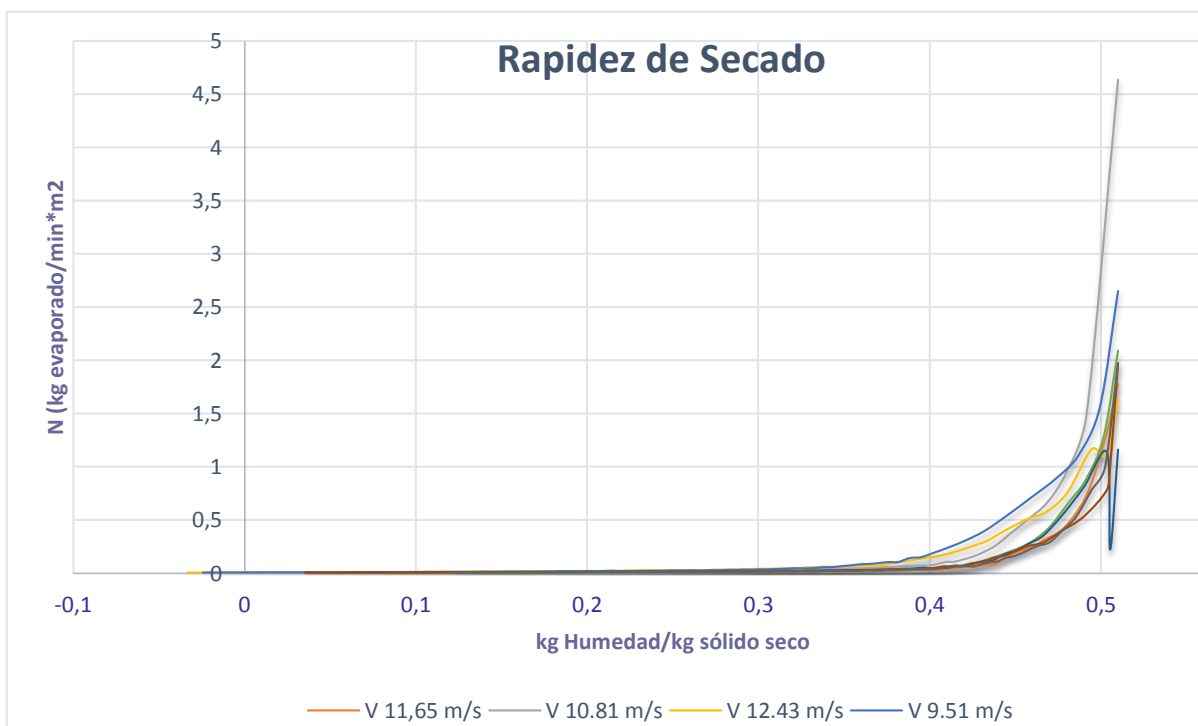


Figura 5-20: Cuervas de secado a 60 °C con varacion de velocidad a 6 rangos difentes.



Se evalúa los cambios de la velocidad de secado en seis diferentes velocidades seleccionando tres de ellas para la evaluación del comportamiento final, esta se analizan a continuación.

Figura 5-21: Cuervas de rapidez de secado a 60 °C con varacion de velocidad a 6 rangos difentes.

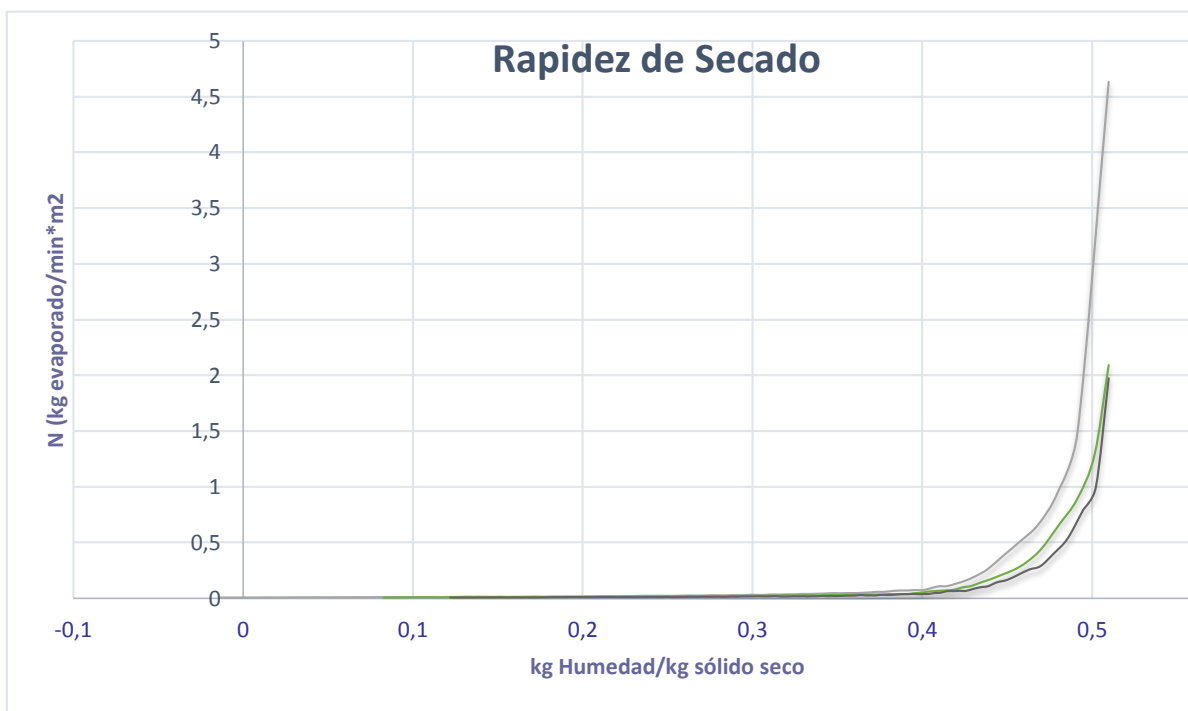


Cambios de velocidad de secado en la gráfica no son representativos para lo cual se recomienda trabajar en los siguientes rangos de velocidad tomados al entrada del ducto de dos pulgadas de 10.81, 9.09 y 6.23 m/s

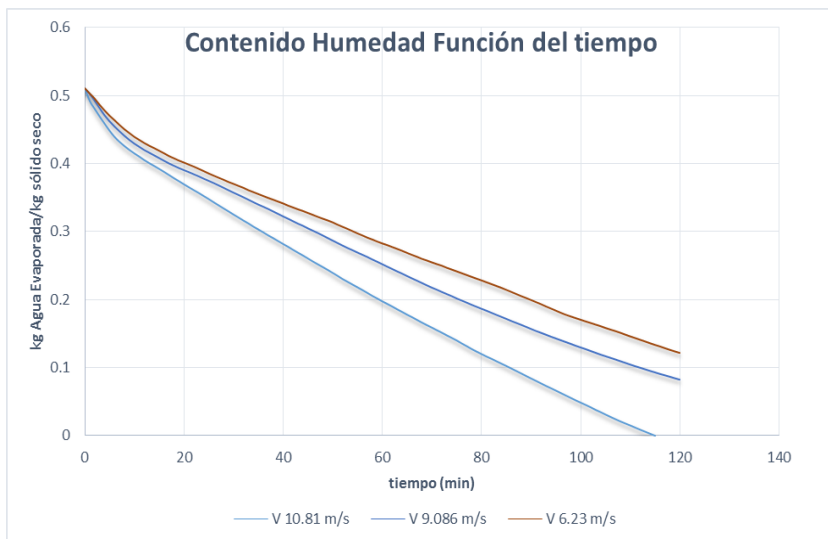
Figura 5-22: Cuervas de secado a 60 °C velocidades de 10.81, 9.09, 6,23 m/s.



Con estas velocidades se hace notorio la pérdida de peso en función del tiempo con el aumento de la velocidad.

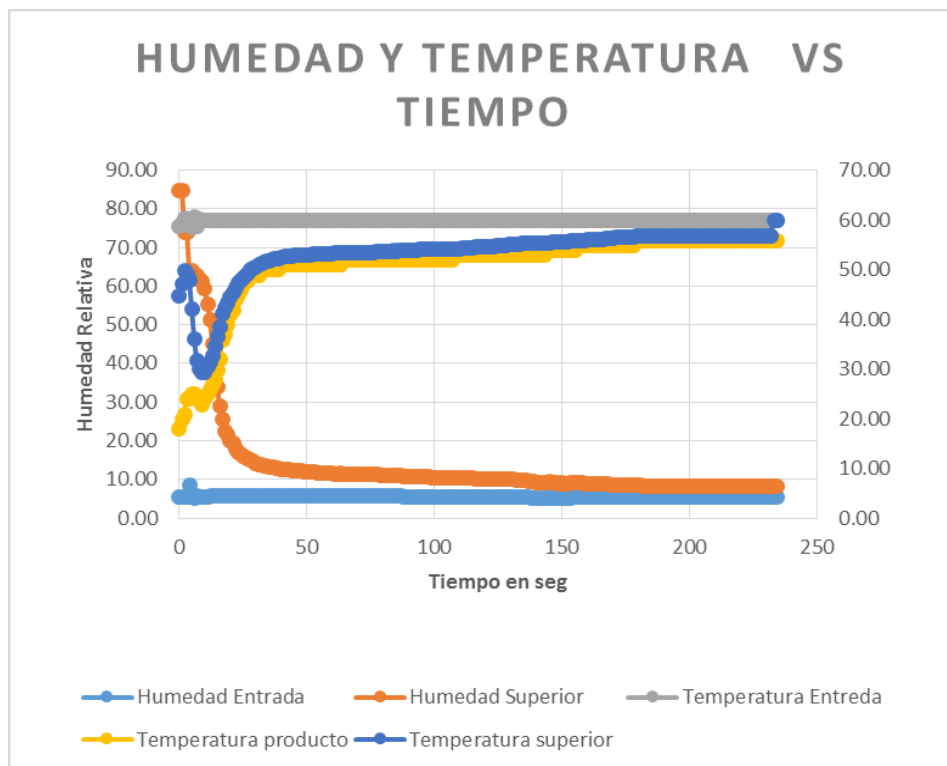
Figura 5-23: Cuervas de rapidez de secado a 60 °C velocidades de 10.81, 9.09, 6,23 m/s.

las rapidez de secado es mayor con la velocidad de 10.81 a temperatura de 60 °C

Figura 5-24: Curvas de contenido de humedad en función del tiempo a 60 °C velocidades de 10.81, 9.09, 6,23 m/s.

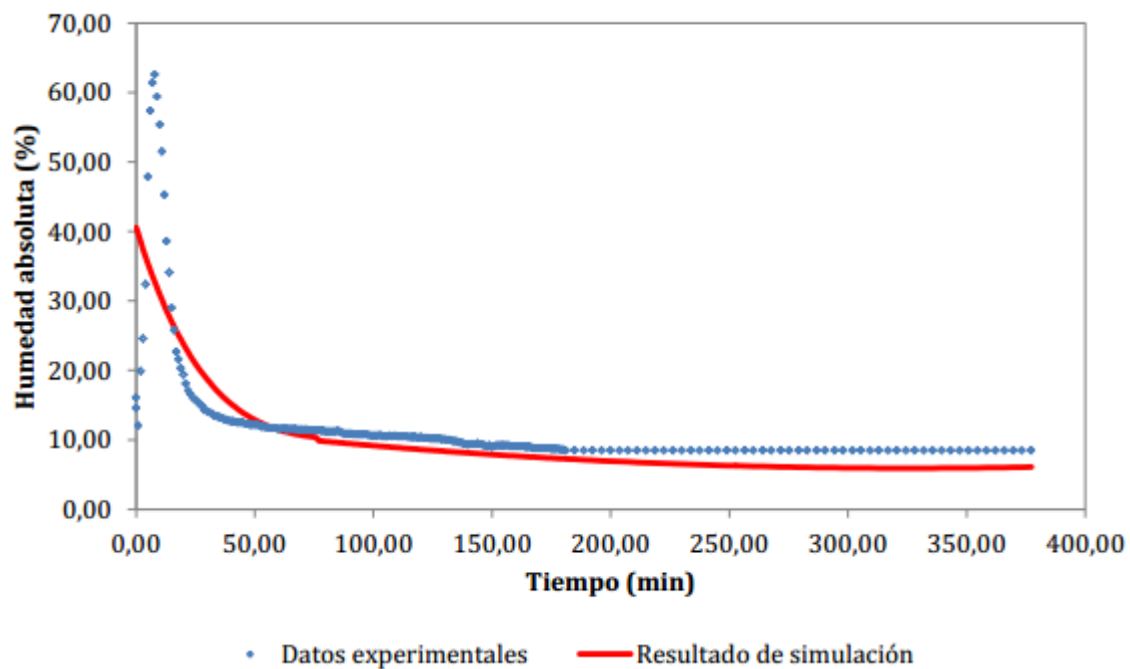
La variación de contenido de humedad es mayor en rango de operación de la velocidad de 10.81 m/s

Figura 5-25: Comportamiento de la humedad y temperatura en función del tiempo a 60 dentro de la cámara de secado durante las corridadasa.°



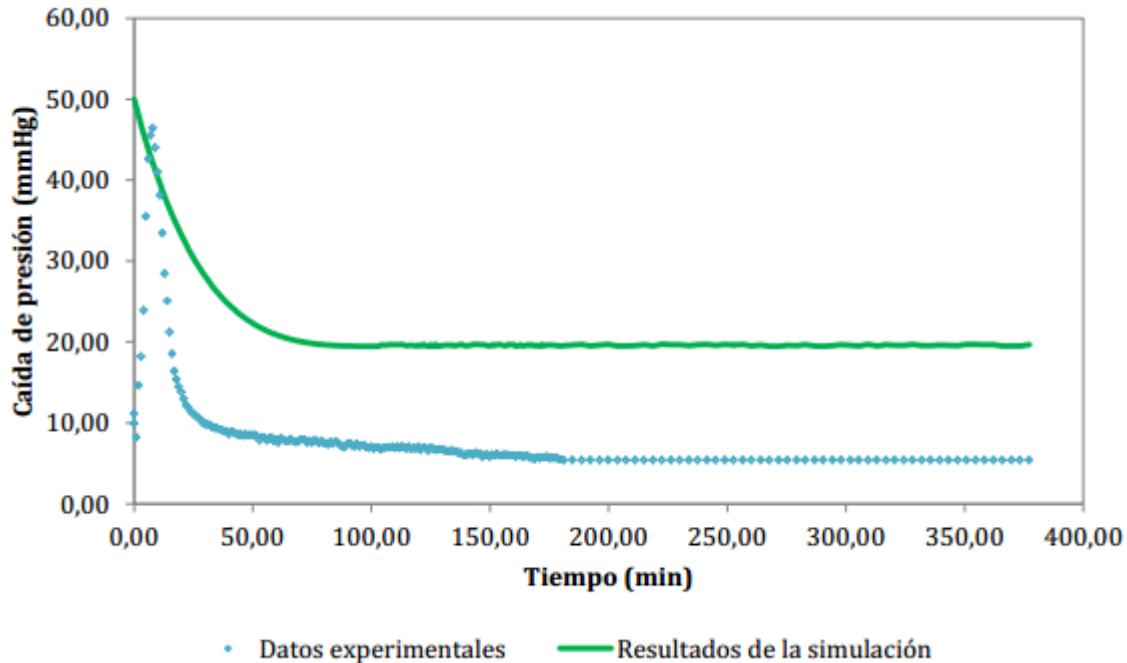
El comportamiento de temperatura y la humedad en la unidad de secado comprueban las teorías de transferencia de calor y de masa evidenciando los cambios que sufren cada una de ellas en el proceso. La temperatura y humedad a la entrada del secador se mantiene constante durante la operación, evidenciando los cambios en la salida del aire en temperatura y humedad.

Figura 5-26: Comparación de los resultados experimentales y el resultado de simulación para la humedad en aire con respecto al tiempo



Los datos obtenidos en la parte experimental comparados con la simulación muestran un comportamiento similar, esto permite afirmar que el modelo responde en la reproducción del fenómeno de transferencia de masa presentando pequeñas variaciones con respecto a los datos experimentales.

Figura 5.27: Curvas de validacion de la presión en la recamara, experimental contra simulacion.



Los datos obtenidos en al operación de secado del comportamiento de la presión en el proceso de fluidizacion comparados con los datos experimentales con los de la simulacion muestran desviacion, por lo cual se recomienda que en procesos posteriores de evaluacion corrijan angunos criterios y concideraciones del modelo entendiendo que no es facil simular el comportamiento de un sitama con elementos solidos como el café teniendo encunta las diferencias de densidades del aira con el solido, las mecla de estos en el sistema y los cambios durane el tiempo.

6. Conclusiones

Se construyó una planta para secado de café por lecho fluidizado, flexible que permite estudio de la fluidización y el secado, con un sistema de control de temperatura y velocidad, adicional con control local y remoto con adquisición de datos.

Se diseñó con base a la metodología de adecuada y se logró poner a punto la planta piloto de secado en lecho fluidizado.

Se evaluaron las variables significativas del secado de granos de café la velocidad del fluido y la temperatura, y velocidad de secado por medio de fluidización.

El distribuidor seleccionado fue el número tres porque presenta la menor caída de presión y cumple premisa de diseño.

El distribuidor dos presenta un flujo de aire centrado por lo cual no cumple con el criterio del que el fluido fuera tipo pistón y en la fluidización el producto sube por el centro formando turbulencia.

Referente al equipo

1. Se consiguió el comportamiento particulado del lecho.
2. Los lazos de control fueron bien ajustados por lo que permite la estabilidad de los parámetros deseados.

Referente a la simulación.

3. Se desarrolló un de la planta con base al modelo de Euler Euler el cual fue bien seleccionado por que permite un buen acercamiento con los datos experimentales.
4. La validación en el proceso de transferencia de masa es coherente con los datos experimentales lo que permite afirmar el buen comportamiento del modelo
5. En la caída de presión el modelo no presenta reproducción con el comportamiento experimental generando una desviación con respecto a los datos.

Referente al proceso

6. La temperatura favorece el proceso de secado la máxima será de 60° para secado de café.
7. La velocidad es un factor importante por que gobierna la operación.
8. A velocidades a la 10.81 m/s, la entrada del soplador

El distribuidor uno es el de mayor caída de presión por lo que no se selecciona, por consumir un alto consumo de potencia del motor y no sería rentable.

La fluidización se realizó con incrementos de la velocidad y registrando los cambios generados, como incremento en la presión generada por el paso del aire al por el lecho, generando una curva característica por lo que se concluye que el distribuidor fue bien seleccionado y se establecen los valores de velocidad mínima de fluidización.

Los cambios de altura del lecho son proporcionales al incremento de la velocidad evidenciado la diferencia que se presenta por las características del material con por la cantidad.

La porosidad es una consecuencia por la condición de la densidad del material, es más notable la diferencia de histéresis en el material húmedo, mientras en material seco no se presenta desviación.

El secado por lecho fluidizado presenta una buena homogeneidad del producto.

Los tiempos de secado se disminuyen por las condiciones de temperatura la mayor temperatura es de 60°C porque el producto no se afecta en sus propiedades organolépticas.

La velocidad del flujo de aire es un factor importante en el proceso pero se debe estandarizar por que a mayor cantidad de aire mayor serán los costos de funcionamiento.

Existe una relación importante entre la humedad de salida experimental y la generada a partir de la simulación del secado, lo que implica que la metodología utilizada para calcular el fenómeno de transporte de masa es adecuado y puede ser utilizado para sistemas similares. En el caso de la presión, la dinámica compleja del lecho fluidizado hace difícil que se generen correlaciones exitosas y en este caso se estaría trabajando con una incertidumbre considerable que es objeto de estudio y se requiere comprobación experimental

Bibliografía

ACOSTA IBORRA, Antonio, et al. Experimental and computational study on the bubble behavior in a 3-D fluidized bed. En: Engineering Chemical Science. 2011. Vol. 66, no. 15, p. 3499-3512.

Almstedt, A. C. (1987). Eng. Sci. 42 p.581.

ANSYS, I. A.-F. (2011).

SCHREIBER, M. y KRAUTZ, H.J. Numerical Study of Bubbling Gas- Solid Fluidized Beds Hydrodynamics: Influence of Immersed Horizontal Tubes and Data Analysis. En: Journal of Chemical Reactor Engineering. 2011. vol. 9, p. 1-37.

BARREIRA MORENO, Victor Manuel. Estudio Hidrodinámico de un Lecho Fluidizado. Tesis Ingeniería Industrial. Madrid: Universidad Carlos III de Madrid. 2007. 118 p.

BIRD, R. B.; STEWARD, W. E. y LIGHTFOOT, E. N. Fenómenos de Transporte. Barcelona: Reverté, 1993.

Botterill, J. G. (1966). Chem. Eng.

CALLEJA, G. Introducción a la Ingeniería Química. Madrid: Síntesis. 1990.

CARMAN, Philip Crosbie. Flow of gases through porous media. New York, Academic Press, 1956. 182 p.

CENGEL, Y. Fundamentos y Aplicaciones. Ciudad: McGraw-Hill Interamericana. 2006.

CORNELISSEN, J. T. Chemical Engineering Science. México: Editorial. 2006.

DAVIDSON, J. C. Fluidization. Ciudad: Academic Press. 1985.

DAVIDSON, J. C. Fluidized Particles. Ciudad: Cambridge University. 1983.

DRAHOS, J.; BRADKA, F.; PUNCOCHAR, M. Fractal Behaviour of Pressure Fluctuations in a Bubble Column. En: Chemical Engineering Science. 1992. vol. 47, p. 4069-4075.

DUARTE, C. O., et al. Numerical simulation and experimental study of fluid-particle flows in a spouted bed. En: Power Technology. 2009. vol. 188, no. 3, p. 195-205.

D, K. (1991). *Fluidization Engineering*. Butterworth-.

ERGUN, Sabri y Orning, A. A. Fluid Flow Through Packed Columns. En: Chemical Engineering Progress, 1952. no. 48, p. 89-94.

FEDERACIÓN NACIONAL DE CAFETEROS DE COLOMBIA. Estadísticas históricas. Información estadística cafetera [En línea]. En: Federación Nacional de Cafeteros de Colombia. s.f. [Citado el 17 de diciembre de 2014]. Disponible en Internet: <http://www.federaciondecafeteros.org/particulares/es/quienes_somos/119_estadisticas_historicas/>.

FITZGERALD, T. C. Modeling of fluidized bed combustors. Ciudad: Editorial. Año.

Fryer, C. y. (1972). Eng. Chem. Fund.

Garcia Carlo A2012regiones 24

GERDART, D. Gas Fluidization Technology. Gran Bretaña: John Wiley & Sons. 1986.

GELDART, D. Types of Gas Fluidisation. En: Powder Technology. 1973. no. 7, 285.

GELDART, D. y ABRAHAMSEN, A.R. Homogeneous Fluidisation of Fines Powders Using Various Gases and Pressures. En: Powder Technology. 1978. No. 19, 133.

GIDASPOW, Dimitri. Multiphase flow and fluidization. Nueva York: Academic Press. 1994.

GIDASPOW, D.; BEZBURAH, R. y DING, J. Hydrodynamics of circulating fluidized beds, kinetic theory approach. En: Fluidization VII, Proceedings of the 7th Engineering foundation conference on fluidization. Brisbane, Australia. 1992. p. 75-82.

Gilliland, E. y. (1949). Engng. Chem.

GUNN, D. J. Transfer of heat or mass to particles in fixed and fluidized beds. En: Heat Mass Transfer. 1978. no. 30, p. 467-476.

JOHNSSON, F. A. Powder Technol. 1967.

KOZENY, J. Ueber kapillare Leitung des Wassers im Boden. En: Sitzungsber Akad. Wiss., Wien. 1927. vol. 136(2a): p. 271-306.

KUNII, Daizo y LEVENSPIEL, Octave. Chapter 2. Industrial Applications of Fluidized Beds. En: Fluidization Engineering. United States of America: Butterworth-Heinemann, 1991. p. 15-58.

LEVENSPIEL, K. D. Fluidization Engineering. 1978.

LEVENSPIEL, Octave. Flujo de fluidos. Intercambio de Calor. Barcelona: Reverté. 1993.

MARCILLA GOMIS, A. Introducción a las operaciones de Separación. Alicante: Publicaciones de la Universidad de Alicante. 1999.

McCABE, Warren Lee. Operaciones unitarias en Ingeniería química. Madrid: Ed.Mc Graw Hill. 1996.

MOHSENIN, Nuri. Physical properties of plant and animal material. New York: Gordon and Breach, 1986. 891 p.

MOHSENIN, Nuri. Physical Properties of Agricultural Products. En: Transactions of the American Society of Agricultural Engineers. 1970. vol. 8., no. 1, p. 25-29.

MOTT, Robert. Mecánica de fluidos aplicada. México: Prencite Hall. 1996.

Nguyen, H. P. (1997). Chem. Eng. Sci. 34 a 163.

PORTAFOLIO.CO (Eds). Producción de café en Colombia sube 41% en 2013 [En línea]. En: Portafolio. 3, enero, 2014 [citado el 17 de diciembre de 2014]. Disponible en Internet: <<http://www.portafolio.co/economia/produccion-cafe-colombia-2013-0>>.

Reuter, H. C. (1966).

SMITH, William y HASHEMI, Javad. Fundamentos de la ciencia e ingeniería de materiales. México: McGraw Hill. 1993.

Stewart, P. y. *owder Techno*.

VERLOOP, J.; I-HEERTJES, M. Periodic Pressure Fluctuations in Fluidized Beds. En: Chemical Engineering Science. 1974. vol. 29, p. 1035-1042.

Xavier, M. L. (1978). *Chem. Engng*.

YANG, Wen-Ching. Handbook of Fluidization and Fluid-particle systems. Pittsburgh, Pennsylvania, U.S.A.: Siemens Westinghouse Power Corporation.