

ESCUELA POLITÉCNICA NACIONAL

**FACULTAD DE INGENIERIA QUÍMICA Y
AGROINDUSTRIA**

**DISEÑO DE UN SISTEMA DE FLUIDIZACION POR LOTES
PARA GRANOS A ESCALA DE PLANTA PILOTO**

**PROYECTO PREVIO A LA OBTENCION DEL TÍTULO DE INGENIERA
QUÍMICA**

**NOMBRE: MAYRA LILIANA PUJOS CARRILLO
sweetmyli87@hotmail.com**

**DIRECTOR: ING. EDWIN VERA PhD.
edwin.vera@epn.edu.ec**

Quito, noviembre de 2015

© Escuela Politécnica Nacional (2015)
Reservados todos los derechos de reproducción

DECLARACION DE AUDITORIA

Yo, Mayra Liliana Pujos Carrillo, declaro que el trabajo aquí descrito es de mí autoría; que no ha sido previamente presentado para ningún grado o calificación profesional; y, que he consultado las referencias bibliográficas que se incluyen en este documento.

La Escuela Politécnica Nacional puede hacer uso de los derechos Correspondientes a este trabajo, según lo establecido por la Ley de Propiedad Intelectual, por su reglamento y por la normativa institucional vigente.

Mayra Liliana Pujos Carrillo

CERTIFICACIÓN

Certifico que el presente trabajo fue desarrollado por Mayra Liliana Pujos Carrillo, bajo mi supervisión.

Ing. Edwin Vera PhD.
DIRECTOR DE PROYECTO

AGRADECIMIENTO

A Jehová la fuente de vida, felicidad y paz, porque aún cuando se toma caminos equivocados siempre nos provee su palabra, la brújula, que endereza nuestros rumbos.

A mi padres por su ejemplo, por ser mi apoyo y esperanza en los días difíciles y en quienes vi el más grande valor del ser humano, la humildad.

A mi hermanita, mi mejor amiga, por su amor y lealtad.

A mis queridas amigas/compañeras de la facultad, Gaby y Eli, por todos aquellos momentos vividos que quedarán para siempre en mi memoria.

A mi amiga Cynthia Mendoza, por ser mi buena influencia, por ser la persona que Dios mismo pone en el camino para hacer nuestros días mejores.

A Carlitos Rojas, por su confianza y apoyo en este largo camino en el que se convirtió mi titulación.

Muchas gracias a todas aquellas personas que fueron y que son parte de mi vida.

DEDICATORIA

A mi hermanita Lisette, el regalo más deseado en mi vida.

TABLA DE CONTENIDO

	PÁGINA
RESUMEN	X
INTRODUCCION	Xii
1 PARTE TEÓRICA	1
1.1 Fluidización	1
1.1.1 Comportamiento Fluidizado	1
1.1.2 Ventajas y desventajas de la fluidización	3
1.1.2.1 Ventajas	3
1.1.2.2 Desventajas	4
1.1.3 Aplicaciones de la fluidización	4
	5
1.2 Tipos y regímenes de la fluidización	5
1.2.1 Propiedades de las partículas y del lecho de partículas	6
1.2.1.1 Tamaño	6
1.2.1.2 Esfericidad	7
1.2.1.3 Fracción de vacío	7
1.2.1.4 Densidad	7
1.2.2 Tipos de fluidización por la naturaleza del fluido.	8
1.2.3 Régimenes de fluidización en lechos fluidizados gas-sólido	8
1.2.3.1 Fluidización sin arrastre de partículas	9
1.2.3.2 Fluidización con arrastre de partículas	14
1.3 Modelos teóricos de caraterización hidrodinámica de lechos fluidizados	17
1.3.1 Velocidad mínima de fluidización y caída de presión a través del lecho	17
1.3.2 Determinación del régimen de fluidización	19
1.4 Diseño de sistemas de fluidización	20
1.4.1 Columna de fluidización	21
1.4.1.1 Altura del lecho	21
1.4.4.2 Espacio de separación	22
1.4.4 Separación de finos	22
1.4.5 Distribuidor	25
1.4.5.1 Tipo de distribuidor	25
1.4.5.2 Caída de presión a través del distribuidor	26
1.4.6 Potencia del soplador	26
2 PARTE EXPERIMENTAL	28
2.1 Determinación de la altura de la columna de granos que favorezca	28

una fluidización de régimen burbujeante.	
2.1.1 Descripción del equipo utilizado	29
2.1.2 Procedimiento	31
2.1.3 Tratamiento de datos	31
2.2 Determinación del área libre del distribuidor de aire tipo placa perforada que favorezca una fluidización de régimen burbujeante	32
2.2.1 Descripción del equipo utilizado	32
2.2.2 Procedimiento	33
2.2.3 Tratamiento de datos	33
2.3 Determinación de los valores límite de velocidad de aire en los que el sistema puede operar.	33
2.3.1 Descripción del equipo utilizado	34
2.3.2 Procedimiento	34
2.3.3 Tratamiento de datos	36
2.4 Dimensionamiento y estimación del costo de instalación de un sistema de fluidización por lotes de al menos 1 350 kg/mes de capacidad	38
2.4.1 Determinación del grupo y régimen de fluidización	39
2.4.2 Dimensionamiento de la columna	39
2.4.3 Dimensionamiento del distribuidor	40
2.4.4 Dimensionamiento del ciclón	41
2.4.5 Cálculo del requerimiento de potencia del soplador	41
2.4.6 Cálculo del costo de instalación	41
3 ANÁLISIS DE RESULTADOS	43
3.1 Determinación de la altura de la columna de granos que favorezca una fluidización de régimen burbujeante	45
3.2 Determinación del área libre del distribuidor de aire tipo placa perforada que favorezca una fluidización de régimen burbujeante	51
3.3 Determinación de los valores límite de velocidad de aire en los que el sistema puede operar.	56
3.3.1 Determinación de la velocidad mínima de fluidización	56
3.3.2 Variación de la velocidad mínima de fluidización con la humedad	61
3.3.3 Determinación de la velocidad terminal	63
3.4 Dimensionamiento y estimación del costo de instalación de un sistema de fluidización por lotes de al menos 1 350 kg/mes de capacidad	65
3.4.1 Dimensionamiento de la columna	69

3.4.2	Dimensionamiento del distribuidor	72
3.4.3	Dimensionamiento del ciclón	75
3.4.4	Requerimiento de potencia del soplador	76
3.4.5	Costo de instalación	77
4	CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES	80
4.1	Conclusiones	80
4.2	Recomendaciones	81
	REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS	82
	ANEXOS	86

ÍNDICE DE TABLAS

		PÁGINA
Tabla 1.1	Características de las partículas según su clasificación	13
Tabla 1.2	Dimensiones de varios ciclones convencionales	23
Tabla 1.3	Relación de caída de presión distribuidor-lecho	26
Tabla 2.1	Niveles de humedad probadas en los granos	33
Tabla 2.2	Propiedades del aire y condiciones ambientales de diseño	38
Tabla 2.3	Parámetros de diseño del sistema	38
Tabla 2.4	Coefficiente de descarga de orificio en función del número de Reynolds	40
Tabla 3.1	Velocidad mínima de fluidización experimental visual	43
Tabla 3.2	Análisis de varianza del estudio de la incidencia de la relación altura-diámetro sobre las fluctuaciones de presión en el lecho fluidizado	48
Tabla 3.3	Análisis de varianza del estudio de la incidencia del porcentaje de área libre del distribuidor de aire sobre las fluctuaciones de presión un lecho fluidizado	54
Tabla 3.4	Valores experimentales de las propiedades de las partículas	58
Tabla 3.5	Velocidad mínima de fluidización teórica y experimental de los granos	60
Tabla 3.6	Diámetros y velocidades adimensionales para el cálculo de la velocidad terminal de los granos	64
Tabla 3.7	Velocidad terminal teórica y experimental de los granos	64
Tabla 3.8	Diferencia de densidades y tamaños de partícula	66
Tabla 3.9	Diámetro y velocidad para el ubicación de régimen de fluidización	68
Tabla 3.10	Resultados del cálculo de la altura de lecho fijo y diámetro de la columna	70
Tabla 3.11	Porosidad del lecho a velocidad del gas equivalente a dos	71

	veces la velocidad mínima de fluidización	
Tabla 3.12	Resultados del cálculo de la altura total de la columna	72
Tabla 3.13	Resultados del cálculo del diseño del distribuidor	74
Tabla 3.14	Variación de la relación $\Delta P_d/\Delta P_l$ con respecto a la variación de la relación HI/DI	74
Tabla 3.15	Variación de la relación $\Delta P_d/\Delta P_l$ con respecto a la variación de la velocidad del aire	75
Tabla 3.16	Resultados del diseño del distribuidor de aire para baja velocidad	75
Tabla 3.17	Resultados del cálculo de las dimensiones del ciclón	76
Tabla 3.18	Resultados del cálculo caída de presión a través del ciclón	76
Tabla 3.19	Resultados del cálculo de la potencia del soplador	77
Tabla 3.20	Costos de adquisición de equipos principales	79
Tabla AI.1	Resultados de la determinación de la densidad real	90
Tabla AI.2	Resultados de la determinación de la densidad aparente	90
Tabla AI.3	Resultados de la determinación del diámetro equivalente	91
Tabla AI.4	Diámetros mayor, medio y menor de una muestra de granos	92
Tabla AII.1	Datos del estudio de la incidencia de la relación HI/DI sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de maíz	93
Tabla AII.2	Datos del estudio de la incidencia del área libre del distribuidor sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de maíz	93
Tabla AII.3	Datos del estudio de la incidencia de la relación HI/DI sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de soya	94
Tabla AII.4	Datos del estudio de la incidencia del área libre del distribuidor sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de soya	94
Tabla AII.5	Datos del estudio de la incidencia de la relación HI/DI sobre la desviación estándar de la caída de presión en un	95

	lecho de granos de trigo	
Tabla AII.6	Datos del estudio de la incidencia del área libre del distribuidor sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de trigo	95
Tabla AIII.1	Caída de presión en el lecho en función de la velocidad para granos de maíz	96
Tabla AIII.2	Caída de presión en el lecho en función de la velocidad para granos de soya	96
Tabla AIII.3	Caída de presión en el lecho en función de la velocidad para granos de trigo	97

ÍNDICE DE FIGURAS

		PÁGINA
Figura 1.1	Caída de presión y altura de lecho frente a velocidad	2
Figura 1.2	Tipos de fluidización en sistemas gas-sólido	10
Figura 1.3	Clasificación Geldart de las partículas	12
Figura 1.4	Desviaciones del comportamiento fluidizado	13
Figura 1.5	Velocidad terminal en función del tamaño de partícula y velocidad del gas adimensionales	16
Figura 1.6	Fluctuaciones de presión en función de la velocidad del gas	17
Figura 1.7	Elementos básicos de un sistema fluidizado burbujeante	20
Figura 1.8	Diagrama general de régimen de flujo para sistemas gas-sólido	21
Figura 1.9	Curva velocidad del gas vs TDH	22
Figura 1.10	Dimensiones del ciclón	24
Figura 2.1	Prototipo usado en la fase de experimentación y esquema de monitoreo de variables	29
Figura 3.1	Fluctuaciones de presión en función del tiempo	44
Figura 3.2	Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para tres niveles de relación HI/DI en un lecho de granos de maíz	46
Figura 3.3	Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para tres niveles de relación HI/DI en un lecho de granos de soya	46
Figura 3.4	Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para tres niveles de relación HI/DI en un lecho de granos de trigo	47
Figura 3.5	Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para dos niveles de área libre del distribuidor de aire en un lecho de granos de maíz	51
Figura 3.6	Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas	52

	para dos niveles de área libre del distribuidor de aire en un lecho de granos de soya	
Figura 3.7	Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para dos niveles de área libre del distribuidor de aire en un lecho de granos de trigo	53
Figura 3.8	Caída de presión a través del lecho en función de la velocidad del aire para un lecho conformado por granos de maíz	58
Figura 3.9	Caída de presión a través del lecho en función de la velocidad del aire para un lecho conformado por granos de soya	59
Figura 3.10	Caída de presión a través del lecho en función de la velocidad del aire para un lecho conformado por granos de soya	59
Figura 3.11	Velocidad mínima de fluidización experimental en función de la humedad de las partículas	63
Figura 3.12	Partículas finas acumuladas en la malla de salida del equipo de prueba	66
Figura 3.13	Ubicación del sistema en la clasificación Geldart de las partículas	67
Figura 3.14	Ubicación del sistema en el mapa de regímenes de fluidización	69
Figura 3.15	Ubicación del sistema en la curva de velocidad del gas vs TDH	72
Figura AIV.1	Curva de eficiencia politrópica	98
Figura AIV.2	Relación entre eficiencia politrópica y eficiencia adiabática	98

ÍNDICE DE ANEXOS

	PÁGINA
ANEXO I Caracterización física de los granos	87
ANEXO II Datos experimentales para el análisis de varianza	93
ANEXO III Datos experimentales para la construcción de las curvas de caída de presión en función de la velocidad	96
ANEXO IV Determinación de la eficiencia del solplador	98
ANEXO V Proformas de equipos	99

RESUMEN

El objetivo principal de este proyecto fue diseñar un sistema de fluidización por lotes para granos a escala de planta piloto, para esto fue necesario plantear una experimentación cuyos resultados definieron tres parámetros de diseño, la relación altura-diámetro del lecho, el área libre del distribuidor y las velocidades límite de operación del aire. La experimentación se realizó con tres tipos de grano: maíz, soya y trigo.

La determinación de los dos primeros parámetros se realizó en base de la teoría de fluctuaciones de presión, esta indica que las fluctuaciones incrementan cuando se aumenta la velocidad del aire durante el régimen burbujeante, el mismo que es favorable en la fluidización y disminuyen cuando se tiene régimen turbulento. Se determinó que el incremento en el valor de la relación altura-diámetro y la disminución del área libre del distribuidor provoca un aumento favorable en el nivel de fluctuaciones. De acuerdo con esto se estableció como parámetro de diseño la relación altura-diámetro del lecho igual a uno. Según la teoría presentada el parámetro de diseño del distribuidor que influye en el tipo de fluidización es la relación de caída de presión del distribuidor con respecto a la caída de presión del lecho ($\Delta P_d/\Delta P_l$) y mas no su área libre, por esta razón se estableció como parámetro de diseño la relación $\Delta P_d/\Delta P_l$ igual a 0,3 correspondiente a un área libre de 34%.

Las velocidades límite de operación del sistema inferior y superior constituyen la velocidad mínima de fluidización y la velocidad terminal de las partículas respectivamente. La determinación de estos valores se realizó experimentalmente mediante el método de la curva de caída de presión en función de la velocidad del aire para el caso de la velocidad mínima de fluidización y por inspección visual en el caso de la velocidad terminal de las partículas. Debido a que los tres tipos de grano estudiados arrojaron resultados muy similares, se definió como velocidades límite promedio del aire 2,54 m/s y 9,5 m/s.

Se encontró que el rango de velocidad de operación normal deberá estar entre uno y dos veces la velocidad mínima de fluidización, puesto que si se supera esta velocidad existe un cambio desfavorable en el régimen de fluidización, de burbujeante a turbulento.

Con los parámetros obtenidos experimentalmente y datos de bibliografía, se realizó el dimensionamiento de los elementos principales del sistema de fluidización por lotes para una capacidad de 1 350 kg/mes, considerando un proceso de dos lotes por día y una operación de veinte días por mes se estableció una capacidad de 30 kg por lote, se obtuvo como resultado una columna de fluidización de 0,4 m de diámetro y 3 m de altura , un distribuidor de aire con 6% de área libre para velocidades cercanas a las de fluidización y de 11% de área libre para velocidades equivalentes a dos veces la velocidad mínima de fluidización, cada área libre está determinada para cumplir con el parámetro $\Delta P_d/\Delta P_I$ sea igual a 0,3. Un ciclón de 0,4 m de diámetro y 1,6 m de altura y un soplador de 2,7 kW de potencia. A través de proformas se estimó que el costo de instalación del sistema será de \$ 8 150.

INTRODUCCION

Las aplicaciones de la fluidización en la industria son diversas entre estas están la clasificación mecánica de partículas, el secado de partículas sólidas, la adsorción e intercambio iónico, las reacciones catalíticas heterogéneas, los bioreactores, entre otras (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.152).

La mayor ventaja de la fluidización son las grandes áreas y coeficientes de transferencia de masa y calor que se generan como consecuencia de la suspensión de las partículas y del paso violento del fluido a través de los sólidos, esto incrementa la eficiencia y la productividad de los procesos (McCabe, Smith y Harriott, 2001, p.181).

Debido a las exigencias de los estándares nacionales e internacionales, actualmente en el Ecuador se están realizando estudios orientados al incremento de la calidad de los granos y de la eficiencia de su secado (Bermeo, 2010; Guachamin, 2008; Palacios y Novoa, 2010). Las ventajas que brinda la fluidización, podrían representar un mejoramiento sustancial en el incremento de la eficiencia de este tipo de proceso.

El estudio del secado por lecho fluidizado es extenso puesto que engloba dos operaciones unitarias, la fluidización y el secado. El presente proyecto tiene como objetivo estudiar la fluidización de los granos y se ha procurado que el estudio tenga como resultados la determinación de los principales parámetros de diseño de un sistema fluidizado.

Se han realizado amplios estudios en diferentes sistemas en el campo de la fluidización cuyos resultados han sido un gran número de correlaciones empíricas y semiempíricas que no permiten extrapolar los datos a cualquier sistema, también se han desarrollado modelos numéricos de soluciones simples y complejas que están más cerca de predecir el comportamiento general de los sistemas debido a que se basan más en principios físicos

fundamentales, sin embargo la experiencia ha demostrado que no son útiles en todos los casos (Yang, 2003, p.349).

Entonces, solo las correlaciones empíricas o modelos matemáticos desarrollados no son una herramienta efectiva para el diseño de este tipo de sistemas, por esta razón es necesario respaldarse en la experimentación con el fin de encontrar las características favorables y desfavorables propias del sistema de interés.

La estabilidad de la fluidización está relacionada con más de un parámetro, a saber; distribución de aire, geometría del lecho, tipo de partículas y velocidad de operación estos factores han sido considerados para realizar esta experimentación y entre estos se determinará las mejores condiciones de operación (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p 389).

1 PARTE TEÓRICA

1.1 FLUIDIZACIÓN

1.1.1 COMPORTAMIENTO FLUIDIZADO

Se llama fluidización a la operación unitaria en donde un lecho fijo de partículas sólidas que descansa sobre una placa logra ser suspendido en un fluido a velocidades que permiten vencer el peso de los sólidos (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.26).

Cuando no existe flujo de fluido, la caída de presión a través de lecho es cero y este tiene una altura específica. Al incrementar la velocidad superficial del aire, la caída de presión aumenta gradual y linealmente mientras la altura se mantiene constante, este estado es llamado lecho fijo. A una determinada velocidad (velocidad mínima de fluidización u_{mf}), la fuerza ejercida por el fluido sobre las partículas es suficiente para balancear el peso neto del lecho, de tal manera que las partículas empiezan a flotar en la corriente de aire y el lecho empieza a expandirse mínimamente en altura, este estado corresponde al punto A en la Figura 1.1. y marca la transición entre el lecho fijo y el lecho completamente fluidizado, este estado se denomina también estado de fluidización incipiente. En este punto en ciertos sistemas el lecho ligeramente expandido continúa manteniendo sus partículas en contacto, si la velocidad aumenta más, el lecho se expande lo suficiente para flotar libremente y aumentar su altura mientras la caída de presión se mantiene constante, este estado corresponde al punto B en la Figura 1.1. y es llamado lecho completamente fluidizado.

En cuanto a la altura del lecho, si se sigue el camino reverso en donde la velocidad superficial decrece gradualmente, se encuentra que el comportamiento del lecho sigue la recta CB sin llegar al punto A.

La caída de presión se mantiene constante mientras la altura del lecho disminuye hasta alcanzar el punto B, este fenómeno de histéresis se da debido a que el flujo de aire descendente no debe superar a las fuerzas de cohesión entre las partículas, que ejercen entre si cuando se encuentran compactadas. En cualquiera de los casos analizados el punto B representa la velocidad mínima de fluidización (u_{mf}) (Anderson, Clump Foust, Maus y Wenzel, 2006, p.647; Baker, 1997, p.66; McCabe, Smith y Harriott, 2001, p.186).

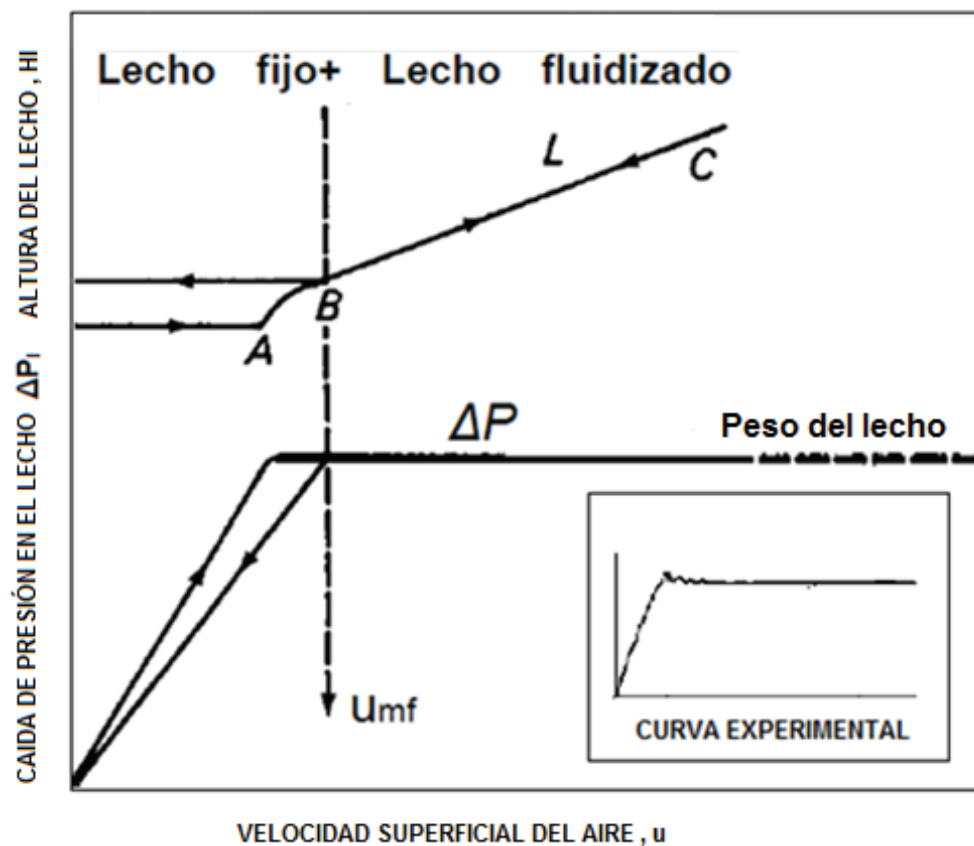


Figura 1.1 Caída de presión y altura de lecho frente a velocidad
(McC Smith y Harriott, 2001, p.186)

El comportamiento que se ha descrito es ideal, considerando que las partículas presentan una distribución uniforme de tamaño. En la práctica este comportamiento se desvía dependiendo del tipo y régimen de fluidización en el

que se opere, más adelante se describe el comportamiento en cada caso (Baker, 1997, p.66).

1.1.2 VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LA FLUIDIZACIÓN

A continuación se describen las principales ventajas y desventajas de la fluidización como operación unitaria en la industria.

1.1.2.1 Ventajas

- Debido a que los sólidos se encuentran fuertemente agitados se generan elevadas velocidades de transmisión, además de una buena mezcla, sin necesidad de partes mecánicas, esto asegura que no se presenten gradientes de temperatura en el lecho (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.32; McCabe et al, 2001, p.181).
- Únicamente es necesario la instalación de un elemento mecánico. el soplador o bomba, de esta manera se reducen los costos de mantenimiento y no es necesario desmontar la instalación para mantenimiento. (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.32; McCabe et al, 2001, p.181).
- Debido a la fluidez de los sólidos resulta fácil pasarlos a través de tuberías, de válvulas y de un recipiente a otro. Esto permite operar de manera continua si fuese necesario. (Yang, 2003, p.63).
- La mayor parte de sistemas de fluidización se montan verticalmente lo que permite ahorrar espacio y resulta una gran ventaja en los casos en donde la limitante es el costo del terreno. (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.32; McCabe et al, 2001, p.181).

1.1.2.2 Desventajas

- Aunque la agitación vigorosa de los sólidos se ha presentado como una ventaja en el punto anterior, también puede ser la causa de la erosión de las superficies sumergidas y de las partículas (McCabe et al, 2001, p.181; Yang, 2003, p.63).
- Existe una limitación en el tamaño de partículas que se van a fluidizar pues las partículas finas y partículas de tamaños muy grandes no pueden ser fluidizadas fácilmente. Los límites en la velocidad de operación también representan una desventaja ya que es necesario un control para mantener el lecho en el rango de fluidización mínima sin llegar a condiciones turbulentas no deseadas. (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.32; McCabe et al, 2001, p.181).
- Los estudios en la industria alimenticia indican que es necesario una experimentación previa para determinar la forma de la materia y los rangos de velocidad en que se debe operar, de tal manera que el diseño de estos sistemas no se puede realizar directamente sin una etapa de experimentación previa (Bizmark y Mostoufi, 2011, p.88).

1.1.3 APLICACIONES DE LA FLUIDIZACIÓN

En función de las ventajas que brinda la fluidización se han desarrollado varias aplicaciones industriales en diversos campos, a continuación se detallan solo algunas de ellas (McCabe et al, 2001, p.182; Perry y Chilton, 1997 p.17-17):

Clasificación mecánica de partículas: Cuando se tiene un lecho conformado por una mezcla de partículas se aprovecha el hecho de que cada partícula según su tamaño , forma o densidad tienen su propia velocidad mínima de fluidización de tal manera que se pueden separar unas de otras , esta aplicación es usada en la limpieza de cereales y minerales.

Adsorción: Se puede encontrar en el campo de tratamiento de gases residuales, el lecho está compuesto por partículas de carbón activo por el cual fluye el gas a tratar para eliminar trazas de contaminantes. En esta aplicación se ve potencializada la grandes áreas de transferencia que ofrece un lecho fluidizado.

Reacciones catalíticas: El craqueo catalítico de hidrocarburos es un ejemplo de esta aplicación y el más antiguo. Este tipo de reacciones presenta dos particularidades, la reacción es endotérmica y se produce depósitos de carbón en la superficies solidas aledañas, esto conjuntamente con las grandes cantidades de masa a tratar hacen que un sistema fluidizado sea el método más adecuado para la industrialización de esta aplicación.

Secadores de lecho fluidizado: Los secadores de lecho fluidizado tienen un gran número de aplicaciones industriales debido a que puede manejar grandes volúmenes de material con un bajo coste de construcción, la operación es simple y genera alta eficiencia térmica. Comercialmente se emplean para el secado de minerales, arena, polímeros, productos farmacéuticos o fertilizantes y alimentos.

1.2 TIPOS Y REGÍMENES DE LA FLUIDIZACIÓN

Durante la operación de un sistema fluidizado se pueden presentar varios tipos de contacto fluido-sólido que dependen de los siguientes factores: propiedades de las partículas y del lecho, naturaleza del fluido y la velocidad del mismo (Levenspiel y Kunni, 1991, p.61).

Se iniciará con el estudio de las propiedades de las partículas y del lecho que influyen en la fluidización.

1.2.1 PROPIEDADES DE LAS PARTÍCULAS Y DEL LECHO DE PARTÍCULAS

Según Gupta y Sathiyamoorthy (1999) las propiedades que deben ser consideradas en la interacción fluido-partícula son: el tamaño, la densidad, la esfericidad y la fracción de vacío del lecho (p.36).

1.2.1.1 Tamaño

Cuando se tienen partículas esféricas no existe ninguna ambigüedad al determinar su tamaño, puesto que este sería el diámetro de la esfera, sin embargo cuando la forma de las partículas es irregular sus diferentes dimensiones parecen no tener un único significado. Debido a esto se han planteado diversas formas de definir el tamaño de partícula d_p de manera que sus dimensiones lleguen a relacionarse en una sola, siendo este el diámetro equivalente de la partícula. (Gregorová y Pabst ,2007,p.1 ; Levenspiel, 1993, p.119).

Levenspiel y Kunni (1991) menciona que para los propósitos del estudio de la fluidización es conveniente adoptar el tamaño de partícula denominado diámetro efectivo d_{ef} , el mismo que está definido de la siguiente manera:

$$d_{ef} = \Phi_s d_{eq} = d_p \quad [1.1]$$

En donde Φ_s es la esfericidad, que se detallará más adelante y d_{eq} es el diámetro esférico equivalente definido de la siguiente forma (p.61):

$$d_{eq} = \left(\begin{array}{l} \text{diámetro de la esfera que} \\ \text{tenga el mismo volumen que la partícula} \end{array} \right) \quad [1.2]$$

1.2.1.2 Esfericidad

Los lechos de partículas suelen tener formas no esféricas e irregulares, por lo que se han planteado diferentes maneras de caracterizar la forma de la partícula, una de ellas es el factor de esfericidad, que se define como la relación entre el área superficial de una esfera que tiene el mismo volumen que la partícula y el área superficial real de la partícula. Para partículas esféricas $\Phi_s = 1$ y para formas distintas $0 < \Phi_s < 1$ (Geankoplis, 1998, p.139; Levenspiel, 1993, p.119).

$$\Phi_s = \left(\frac{\text{superficie de la esfera}}{\text{superficie de la partícula de igual volumen}} \right) \quad [1.3]$$

1.2.1.3 Fracción de vacío

Esta propiedad es del lecho de partículas depende de la forma y la distribución de tamaños de las partículas, la relación entre el diámetro de las partículas y el diámetro del lecho, así como del método utilizado para formarlo. Esta propiedad también se denomina porosidad y es la relación que existe entre el volumen de huecos del lecho y el volumen total del mismo (huecos más sólidos). (McCabe et al, 2001, p.157/465).

1.2.1.4 Densidad

La densidad real de las partículas está definida como el peso del material por unidad de volumen, cuando este se considera libre de poros, grietas o fisuras, pero si se toma en cuenta los espacios interparticulares se trata de la densidad aparente. Es posible determinar una relación entre los dos tipos de densidad mediante la definición de fracción de vacío. (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.38).

$$\varepsilon = \frac{V_a - V_p}{V_a} = \frac{\frac{1}{\rho_a} - \frac{1}{\rho_p}}{\frac{1}{\rho_a}} \quad [1.4]$$

$$\varepsilon + \frac{\rho_a}{\rho_p} = 1 \quad [1.5]$$

En donde ε es la fracción de vacío de un lecho poroso, V_a es el volumen aparente de las partículas, es decir el volumen que contempla la partícula más los espacios intersticiales, V_p es el volumen por unidad de masa de partículas sin considerar espacios interparticulares, ρ_a es la densidad aparente y ρ_p la densidad real de la partícula.

1.2.2 TIPOS DE FLUIDIZACIÓN POR LA NATURALEZA DEL FLUIDO

Los sistemas líquido-sólido se caracterizan por fluidizar de forma suave, homogénea o particulada. La altura hasta la que se expande el lecho puede ser mucho mayor a su altura inicial. En general los sistemas gas-sólido son de naturaleza agregativa o heterogénea, son conocidos también como lechos burbujeantes, este tipo de fluidización es más inestable, el movimiento de los sólidos es más vigoroso y la expansión del lecho es más limitada en relación a la fluidización que se da en los sistemas líquidos (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.27).

A diferencia de los lechos fluidizados líquido-sólido, el método de contacto gas-sólido presenta propiedades especiales muy útiles, por ello la mayor parte de aplicaciones industriales de la fluidización usan este método de contacto (Levenspiel y Kunni, 1991, p.4).

Por lo mencionado y debido a que los fines de este proyecto implican un sistema de fluidización gas-sólido, la información presentada concerniente a los regímenes de operación se encuentra referida a los sistemas gas-sólidos.

1.2.3 RÉGIMENES DE FLUIDIZACIÓN EN LECHOS FLUIDIZADOS GAS-SÓLIDO

1.2.3.1 Fluidización sin arrastre de partículas

Régimen Burbujeante

Después de haber alcanzado la velocidad mínima de fluidización, u_{mf} , si se incrementa la velocidad del gas se puede alcanzar la velocidad mínima de burbujeo u_{mb} . A esta velocidad las burbujas se forman en el paso del aire por la placa de contención del lecho, después ascienden a través del lecho de sólidos, crecen, coalescen, alcanzan la superficie del lecho y finalmente explotan. En este régimen el gas atraviesa el lecho en forma de burbujas y de emulsión (gas + sólidos). El comportamiento durante el régimen burbujeante varía de un sistema a otro, puesto que se encuentran influidos por algunos factores (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.73).

Las partículas finas con una gran distribución de tamaños se pueden fluidizar en un amplio rango de velocidades de gas, estas permiten operaciones flexibles con lechos profundos y grandes. Por el contrario, los lechos de partículas grandes con distribución de tamaños uniforme suelen presentar sacudidas, chorros y flujo tapón (slugging) , Las partículas grandes fluidizan en un rango de velocidades de gas más estrecho, por ello se deben utilizar lechos poco profundos. (Levenspiel y Kunni, 1991, p.2).

En cámaras profundas y diámetros pequeños las burbujas pueden llegar a ocupar gran parte del diámetro de la columna, en este caso las partículas finas caerán alrededor de la burbuja, este tipo de lecho es conocido como flujo tapón axial, si las partículas son gruesas los sólidos alrededor de la burbuja son empujados hacia arriba y el lecho es llamado flujo tapón plano o de pared o flujo pistón de partículas (Levenspiel y Kunni, 1991, p.2).

En la Figura 1.2 se ilustran los tipos de fluidización mencionados.

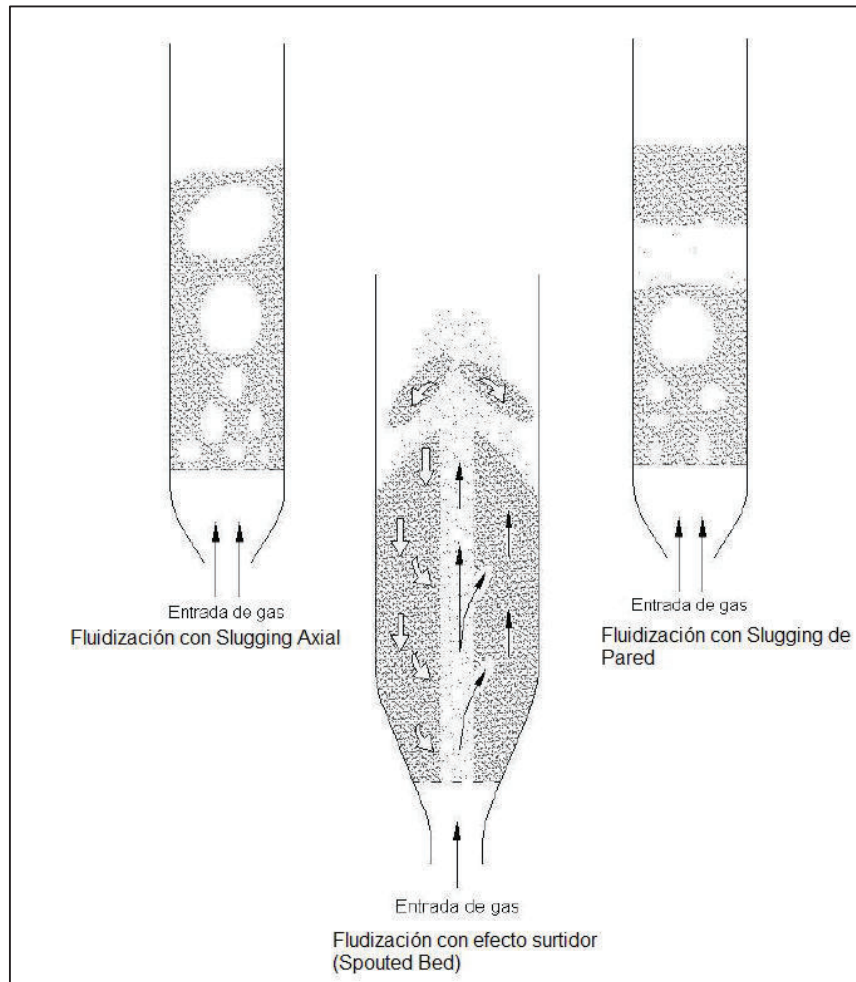


Figura 1.2 Tipos de fluidización en sistemas gas-sólido
(Levenspiel y Kunni, 1991, p.4)

Tipo de partículas

Geldart clasificó las partículas en cuatro grupos (A, B, C y D) de acuerdo al comportamiento fluido-dinámico que presentan cada tipo. Los grupos de partículas son caracterizados mediante la diferencia de densidad partículas-gas y el tamaño medio de las partículas, como se muestra en la Figura 1.3 (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.40).

Los lechos con partículas del grupo A son aerearles, es decir que la distribución del aire es fácil, presentan una expansión del lecho después de la fluidización mínima y antes que empiece el burbujeo, las burbujas de gas aparecen cuando se alcanza la velocidad mínima de burbujeo. La principal característica de la fluidización del grupo B es que poseen un amplio régimen burbujeante y las burbujas aparecen durante la velocidad mínima de fluidización. Las partículas del grupo C son cohesivas, es decir tienden a aglomerarse por lo que la fluidización y la formación de burbujas es difícil.

Los lechos conformados por el grupo D tienen como principal característica el efecto surtidor en su operación y por ello su fluidización es llamada borboteante (Yang, 2003, p.64). En la Tabla 1.1 se presenta un resumen de otras características importantes del comportamiento fluido-dinámico de las partículas según su clasificación.

Anteriormente se había mencionado que la curva de caída de presión en función de la velocidad del aire tiene ciertas desviaciones dependiendo del tipo o régimen de fluidización en el que se esté operando.

La Figura 1.4 se muestra cuatro variantes del comportamiento ideal del lecho fluidizado. En las figuras en las abscisas se representa la velocidad del aire y en las ordenadas la caída de presión.

La curva A muestra un lecho con una distribución de tamaños amplia, la caída de presión es errática, es decir no sigue el comportamiento ideal, pues aumenta con el incremento de la velocidad del gas, esto se debe a que en este caso, no existe una única velocidad de fluidización mínima. La curva B pertenece a un lecho con modo de operación intermitente o flujo tapón en este caso la caída de presión aumenta.

Las canalizaciones se producen cuando las partículas encuentran un camino fácil a través del lecho, esto ocurre generalmente cuando la distribución del gas no es buena en lechos de partículas finas, esto a su vez provoca la

presencia de zonas defluidizadas que conllevan a una desviación del comportamiento como se muestra en la curva C. Cuando la canalización tiene un chorro central de gas que arrastra partículas se llama lecho fluidizado con efecto surtidor o spouting, este tipo de operación genera una desviación que se muestra en la curva D (Baker, 1997, p.66).

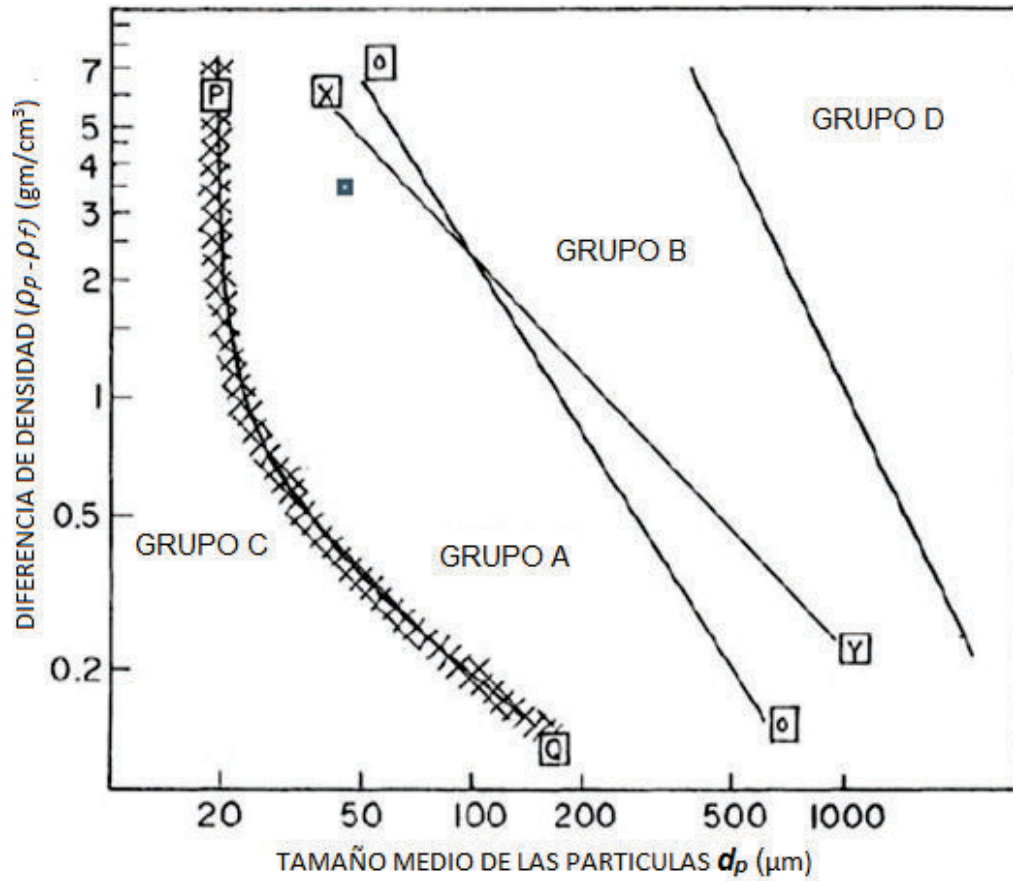


Figura 1.3 Clasificación Geldart de las partículas
(Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.40)

Tabla 1.1 Características de las partículas según su clasificación

GRUPO	C	A	B	D
Característica	Cohesivo	Aerable	Burbujeante	Borboteante
Ejemplo	Almidón	Catalizadores de Craqueo	Arena	Trigo
Tamaño/Densidad	$dp < 20 \mu m$	$dp=(30-100)\mu m$ $\rho_p < 100 \text{ Kg/m}^3$	$dp=(40-500)\mu m$ $\rho_p=1400 - 4000 \text{ Kg/m}^3$	$dp > 500\mu m$ $\rho_p > 1400 \text{ Kg/m}^3$
Burbujeo	No	Burbujas de tipo esferas de base plana	Redondas	Redondas
Acanalamiento (channeling)	Grande	Pequeño	Despreciable	Despreciable
Efecto Surtidor (spouted)	Ninguno	Ninguno	En lechos pocos profundos	Grande
Modo Intermitente (slugging)	Flujo Tapón	Asimétrico	Muy asimétrico	Desconocido
Expansión del Lecho	Bajo debido a canales	Alto debido a la formación de Burbujas	Mediano	Mediano
Mezclado de Sólidos	Muy bajo	Alto	Medio	Bajo

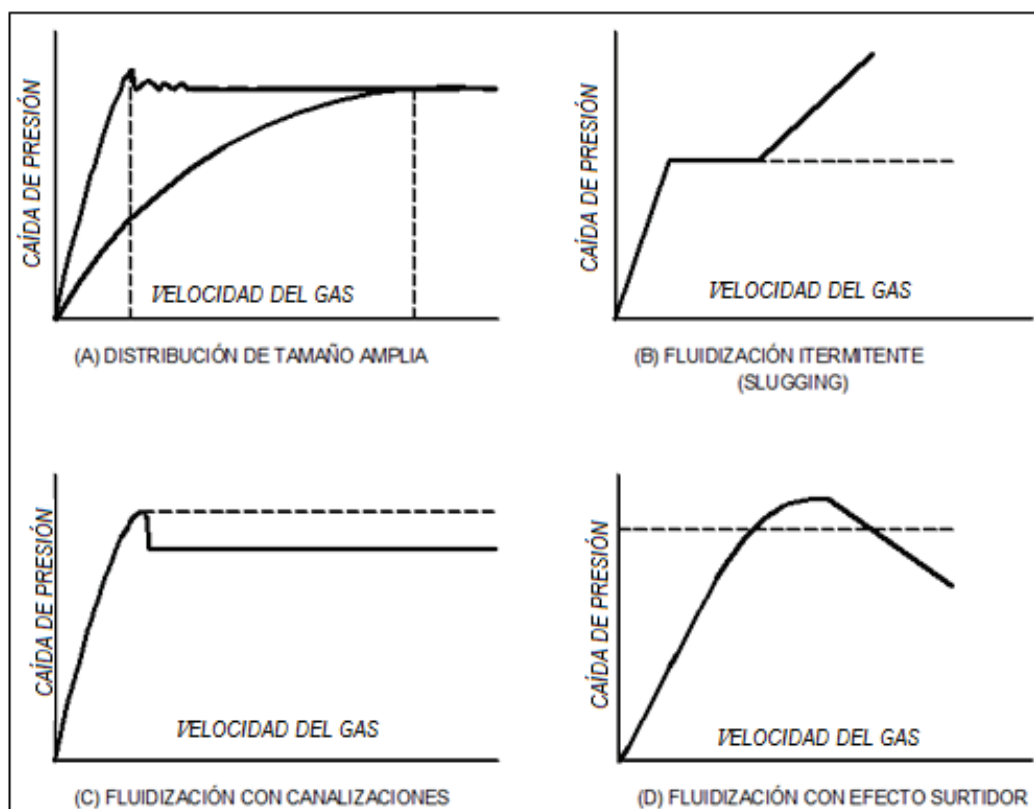


Figura 1.4 Desviaciones del comportamiento fluidizado

(Baker, 1997, p.66).

1.2.3.2 Fluidización con arrastre de partículas

Una partícula en un fluido alcanza el arrastre cuando supera una velocidad máxima llamada velocidad terminal. En un lecho con una distribución de tamaños de partículas se tendrá un rango de velocidades terminales, para el cálculo de la velocidad terminal de una partícula se puede usar la siguiente expresión para su cálculo (Geankoplis, 1998, p.902).

$$u_{ti} = \left[\frac{4d_p i(\rho_{si} - \rho_g)g}{3\rho_g C_D} \right]^{1/2} \quad [1.6]$$

C_D es el coeficiente de arrastre que se determina experimentalmente. Otra forma de calcular la velocidad terminal se encuentra en la Figura 1.6, este diagrama es el resultado de la experimentación en varias partículas y permite determinar la velocidad terminal directamente mediante la introducción de dos parámetros adimensionales, tamaño de partícula y velocidad del gas, dp^* y u^* respectivamente. Las ecuaciones de estos parámetros se muestran en la Figura 1.5.

Régimen Turbulento/ Agitado

Si se aumenta la velocidad del gas, la acción de las burbujas resulta más vigorosa y genera un incremento en la fluctuación de presión medida justo por encima del distribuidor, cuya función es sostener el lecho de partículas y distribuir el aire, estas fluctuaciones pico decrecen bruscamente y se estabilizan como se muestra en la Figura 1.6a.

Este cambio del comportamiento de la presión corresponde a la transición entre la fluidización burbujeante y turbulenta, esta se puede caracterizar en función de dos velocidades: u_c , en donde la fluctuación de presión llega a un pico máximo y u_k en donde las fluctuación de presión se estabiliza y empieza el régimen turbulento (Yang, 2003, p.69).

En partículas pequeñas la transición ocurre a velocidades mucho más altas que la velocidad de arrastre del tamaño promedio de partículas, aproximadamente:

$$\frac{u_k}{\bar{u}_t} = 8 \text{ a } 13 \quad [1.7]$$

En este caso no se puede distinguir fases continuas o discontinuas del lecho, puesto que se forman agrupaciones de partículas y vacíos moviéndose violentamente e inicia el arrastre de partículas (Yang, 2003, p.69).

En partículas grandes en el régimen burbujeante se observa la formación de burbujas grandes que estallan rápidamente, especialmente cuando se tienen lechos con partículas tipo D de la clasificación Geldart. La transición a flujo turbulento ocurre a una velocidad u_k/u_t más baja que en la partículas pequeñas, como se observa en la Figura 1.6b, inclusive cae por debajo de u_t cuando se opera con partículas muy grandes.

$$\frac{u_k}{\bar{u}_t} = 0,5 \text{ a } 0,6, \text{ para partículas del orden de } 650 \text{ } \mu\text{m} \quad [1.8]$$

$$\frac{u_k}{\bar{u}_t} = 0,3 \text{ a } 0,35, \text{ para partículas del orden de } 2600 \text{ } \mu\text{m} \quad [1.9]$$

En este caso se observa movimientos más uniformes a gran escala con una circulación fuerte y canalizaciones severas.

Para diferenciar el régimen turbulento en partículas pequeñas y grandes, se ha llamado fluidización agitada cuando se trata de partículas grandes (Levenspiel y Kunni, 1991, p.84).

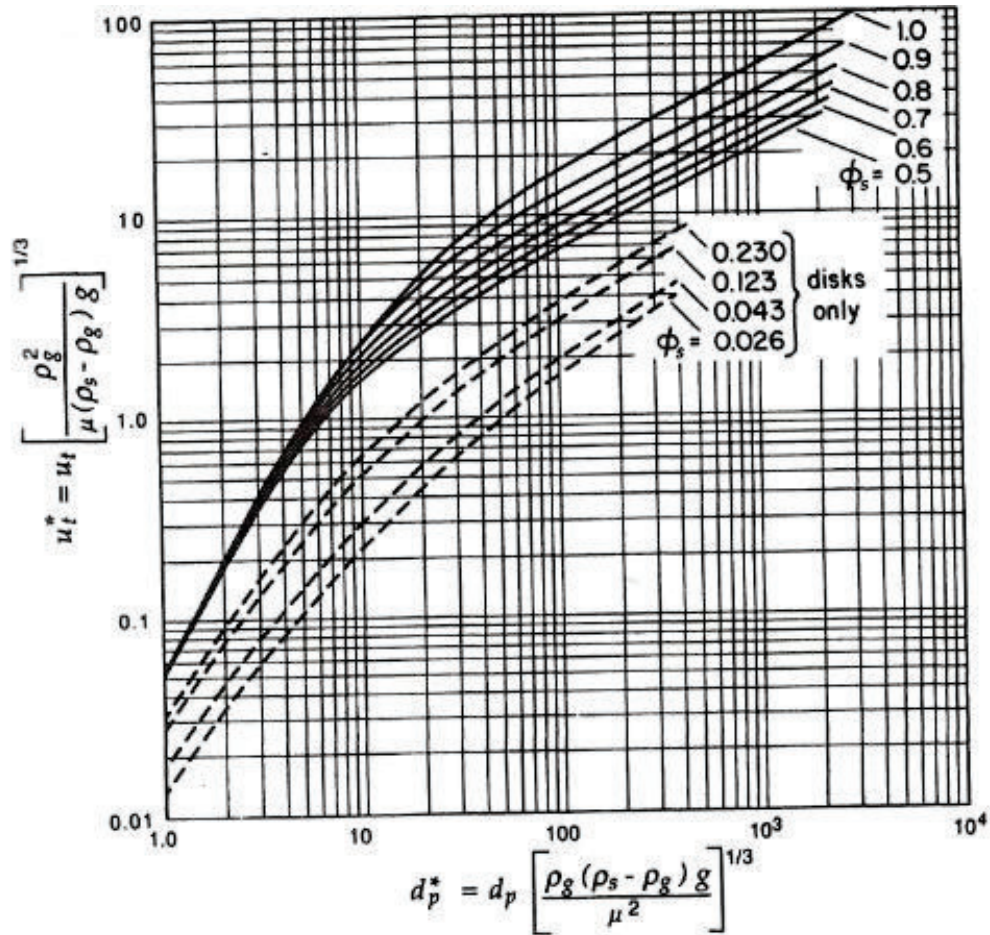
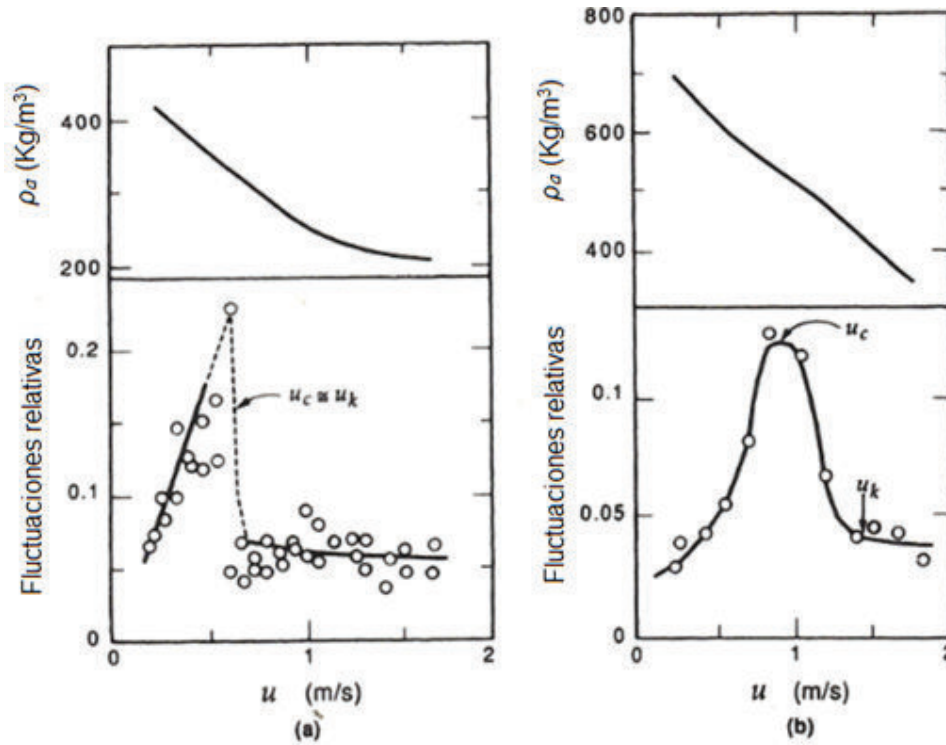


Figura 1.5 Velocidad terminal en función del tamaño de partícula y velocidad del gas adimensionales

((Levenspiel y Kunni , 1997, p.83).

Régimen de transporte neumático

Cuando la velocidad del gas excede la velocidad terminal de todas las partículas, el lecho fluidizado pierde su identidad debido a que las partículas son transportadas por la corriente en una fase diluida es decir con las partículas muy separadas, este régimen es llamado transporte neumático (Anderson, Clump, Foust , Maus, y Wenzel , 2006, p.647).



a) Partículas pequeñas b) Partículas grandes (régimen agitado)

Figura 1.6 Fluctuaciones de presión en función de la velocidad del gas (Levenspiel y Kunni , 1997, p.83).

1.3 MODELOS TEÓRICOS DE CARACTERIZACIÓN HIDRODINÁMICA DE LECHOS FLUIDIZADOS

1.3.1 VELOCIDAD MÍNIMA DE FLUIDIZACIÓN Y CAÍDA DE PRESIÓN A TRAVÉS DEL LECHO

La fuerza ejercida por el fluido sobre las partículas al pasar a través de lecho sería:

$$\text{Fuerza ejercida por el fluido} = \Delta P \times A \quad [1.10]$$

Donde ΔP es la caída de presión del gas provocado por el paso de este a través del lecho de partículas.

Si la altura del lecho en un determinado caso es L y la fracción de vacío ε , el volumen de las partículas es:

$$\text{Volumen de partículas} = (1 - \varepsilon) \times A \times L \quad [1.11]$$

Si la aceleración de la gravedad es g , la fuerza neta gravitacional sobre las partículas (peso neto) es:

$$\text{Peso neto de las partículas} = (1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)ALg \quad [1.12]$$

El estado fluidizado se define como el punto en donde el peso del lecho se equilibra con las fuerza de arrastre, de tal manera que reemplazando las ecuaciones anteriores , el balance de estas dos fuerzas resulta:

$$\Delta P = (1 - \varepsilon)(\rho_p - \rho_g)Lg \quad [1.13]$$

Si se usa alguna ecuación que relacione la caída de presión con la velocidad superficial, se puede hallar la velocidad mínima de fluidización en estas condiciones. La pérdida friccional para flujo a través de lechos rellenos puede expresarse como (Levenspiel, 1993, p.136):

$$\Delta P_{fr} = \frac{150(1-\varepsilon)^2 \mu u L}{g_c \varepsilon^3 d_p^2} + \frac{1.75 \rho (1-\varepsilon) u^2 L}{g_c \varepsilon^3 d_p^2} \quad [1.14]$$

En donde: ΔP_{fr} es la caída de presión a través de lecho debido a las pérdidas friccionales, L es la altura del lecho, d_p es el diámetro equivalente de las partículas empacadas, ρ es la densidad del fluido, μ es la viscosidad dinámica del fluido, u es la velocidad superficial del gas y ε es la fracción de vacío del lecho.

La ecuación presentada es la propuesta por Ergun basada en la combinación de la ecuación de Koseny -Carman para flujo laminar (primer término) y de la ecuación de Burke-Plummer para flujo turbulento (segundo término) (Geankoplis, 1998, p.138; Levenspiel, 1993, p.136).

Cuando el número de Reynold de las partículas (Re_p) es menor a veinte (20) el término de pérdidas viscosas domina y se puede despreciar el segundo término, pero cuando Re_p es mayor a cien (100) es necesario usar el término de pérdidas cinéticas pues se vuelven importantes (Geankoplis, 1998, p.138; Levenspiel, 1993, p.136).

Al combinar la ecuación de la caída de presión en lechos empacados [1.14] con el balance de energía a través de un lecho empacado [1.13] se obtiene la siguiente ecuación, que es la más común para el cálculo de la velocidad mínima de fluidización (McCabe et al, 2001, p.171).

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right)^2 + \frac{150(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3} \left(\frac{d_p u_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad [1.15]$$

1.3.2 DETERMINACIÓN DEL RÉGIMEN DE FLUIDIZACIÓN

Para el diseño apropiado de sistemas de fluidización gas-sólido es necesario saber previamente en qué régimen de fluidización es posible operar, ya que como se ha indicado no todos los tipos de sistemas tienen un mismo comportamiento.

Levenspiel y Kunni (1991) presentan el diagrama que se muestra en la Figura 1.7 como la mejor recopilación de información para la ubicación del régimen de operación en sistemas gas-sólido. Mediante este diagrama se puede predecir el régimen de fluidización en función de su tamaño de partícula y velocidad del gas adimensional (p.88).

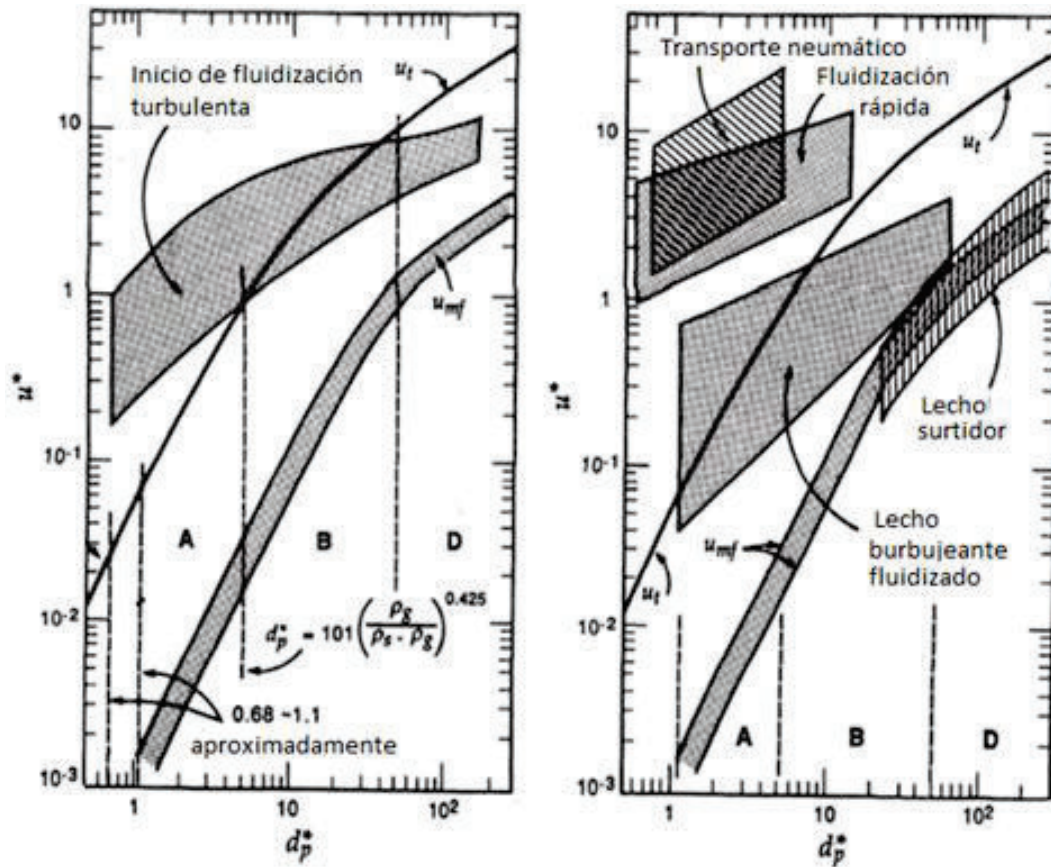


Figura 1.7 burbujeante Diagrama general de régimen de flujo para sistemas gas-
(Levenspiel y Kunni , 1997, p.89)

1.4 DISEÑO DE SISTEMAS FLUIDIZADOS.

Los elementos necesarios para la operación de un sistema fluidizado depende de la aplicación, sin embargo, a continuación en la Figura 1.8 se muestran los componentes más comunes que constituyen un sistema fluidizado.

(Perry y Chilton, 1997, p.17-5)

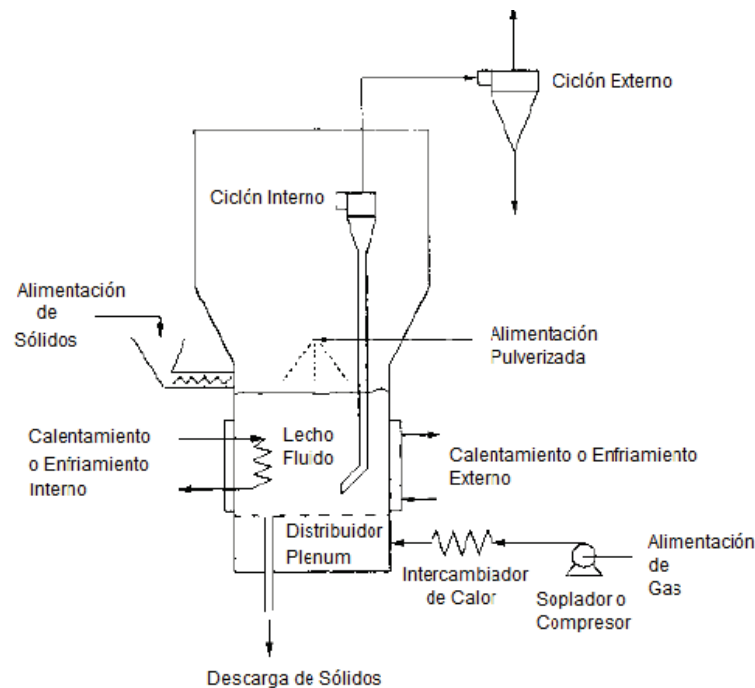


Figura 1.8 Elementos básicos de un sistema fluidizado

1.4.1 COLUMNA DE FLUIDIZACIÓN

La columna o cámara de fluidización es el lugar en donde se levanta la columna de sólidos. Generalmente es un cilindro vertical con la altura suficiente para contener la expansión del lecho y para la liberación de las partículas arrastradas. La sección transversal de la columna se calcula en función del flujo volumétrico y velocidad del gas permitida o requerida para que el sistema opere en las condiciones deseadas (Perry y Chilton, 1997, p.17-7).

1.4.1.1 Altura del lecho

Perry y Chilton (1997) mencionan que de acuerdo con la aplicación, los parámetros que se deben tomar en cuenta para la determinación de la altura del lecho son (p.17-1):

- 1 Tiempo de contacto con el gas.
- 2 Relación H_l/D_l requerida para asegurar el buen funcionamiento.
- 3 Espacio necesario para los accesorios internos, cuando son necesarios.
- 4 Tiempo de retención de los sólidos.

Los puntos 1,3 y 4 son determinantes cuando en el sistema se va a producir transferencia de calor, de masa o reacciones. Con respecto a la relación H_l/D_l de la columna un lecho puede ser profundo si $H_l/D_l > 1$ y superficial si $H_l/D_l < 1$.

1.4.4.2 Espacio de separación

Por acción de la explosión de las burbujas en el borde superior del lecho fluidizado se producen lanzamientos de grupos de partículas, pero debido a la acción de las fuerzas de gravedad y de arrastre del gas, las partículas densas y grandes regresan al lecho y las partículas finas y pequeñas son arrastradas por el gas. Las partículas solo pueden ser arrastradas hasta cierta altura, puesto que en un punto estas experimentan una desaceleración. Esta altura es llamada altura de desaceleración por arrastre, TDH por su denominación en inglés *transport disengagement height* y se puede calcular en función de la velocidad y del tamaño del lecho, como se muestra en la Figura 1.9 (Perry y Chilton, 1997, p.17-7).

1.4.4 SEPARACIÓN DE FINOS

Los sólidos que son arrastrados a través del espacio libre de separación deben ser recogidos de algún modo para su recuperación, por lo general se usan ciclones o cuando se trata de unidades pequeñas se usan filtros. Tanto por operación como por inversión lo ciclones constituyen el medio de separación gas- sólido menos costoso (Baker, 1997, p.71).

Según Echeverry (2006) el diseño de un ciclón se basa normalmente en familias de ciclones que tienen proporciones definidas (p.4). A continuación en la Tabla 1.2 se presentan las principales características de algunos tipos de ciclones convencionales que han sido estudiados.

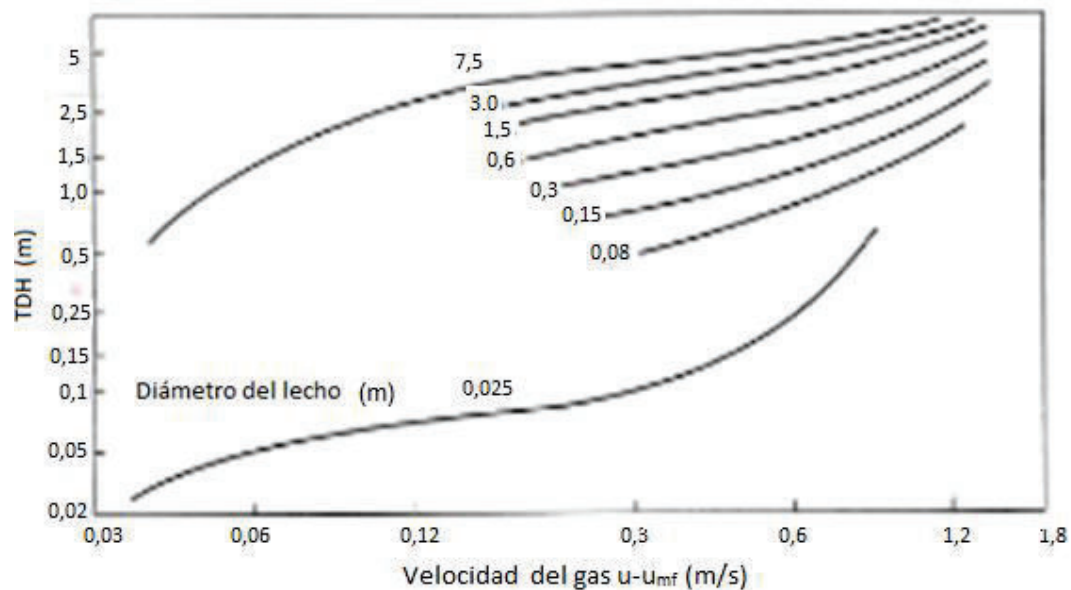


Figura 1.9 Curva velocidad del gas vs TDH

*TDH = altura de desaceleración

(Perry, Chilton , 1997, p.17-7).

Tabla 1.2 Dimensiones de varios ciclones convencionales

Dimensión		Tipo de Ciclón			
		Lapple	Swift	Paterson	Zenz
Diámetro del ciclón	Dc/Dc	1	1	1	1
Altura de entrada	a/Dc	0,5	0,5	0,583	0,5
Ancho de entrada	b/Dc	0,25	0,25	0,208	0,25
Altura de salida	S/Dc	0,625	0,6	0,583	0,76
Diámetro de salida	Ds/Dc	0,5	0,5	0,5	0,5
Altura parte cilíndrica	h/Dc	2	1,75	1,333	2
Altura parte cónica	z/Dc	2	2	1,837	2
Altura total del ciclón	H/Dc	4	3,75	3,17	4
Diámetro de salida partículas	B/Dc	0,25	0,4	0,5	0,25
Factor de configuración	G	402,88	381,79	342,79	425,41
Número de cabeza de velocidad	NH	8	8	7,76	8
Número de vórtices	N	6	5,5	3,9	6

(Echeverry, 2006, p.20)

En la Figura 1.10 se ilustra las dimensiones de un ciclón de entrada tangencial, y que son mencionadas en la Tabla 1.2.

(Echeverry, 2006, p.20)

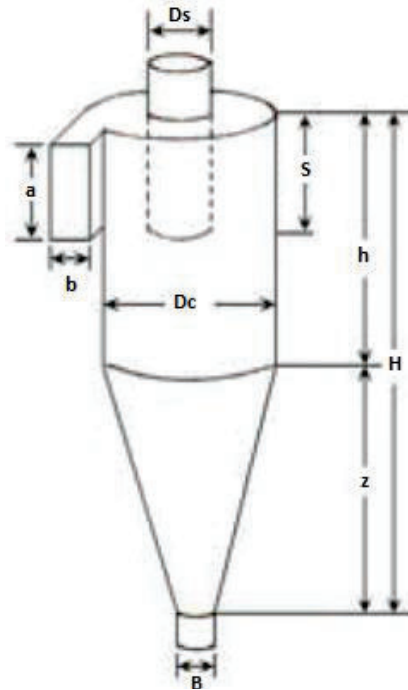


Figura 1.10 Dimensiones del ciclón

Para hallar el diámetro del ciclón, es necesario calcular el área del ducto de entrada mediante las siguientes ecuaciones:

$$A_{de} = \frac{Q}{u_i} \quad [1.16]$$

$$A_{de} = a \times b \quad [1.17]$$

Donde A_{de} es el área del ducto de entrada, Q el caudal de aire, u_i la velocidad del aire en la entrada del ciclón.

Shepherd y Lapple desarrollaron la correlación que se considera más útil para calcular la caída de presión a través de un ciclón. (Echeverry, 2006, p.6)

$$\Delta P_c = \frac{1}{2} \times \rho_g \times u_i^2 \times N_H \quad [1.18]$$

ΔP_c es la caída de presión en el ciclón en Pa, ρ_g es la densidad del gas portador en kg/m^3 , u_i es la velocidad de entrada del gas en el ciclón en m/s y N_H es número de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón.

1.4.5 DISTRIBUIDOR

El distribuidor es un restrictor del flujo que evita que este entre bruscamente en el lecho y produzca canalizaciones no deseadas, además se usa como soporte del peso de la columna de sólidos (Gupta y Sathiyamoorthy 1999,p.390).

1.4.5.1 Tipo de distribuidor

Yang (2003) describe los principales tipos de distribuidores y sus características que se presentan a continuación p.64.

Platos perforados o multiorificios

Son de fácil y de bajo costo de fabricación, su mantenimiento es sencillo. Su desventaja es que generan alta caída de presión, no previenen el paso de sólidos hacia su parte inferior y carecen de rigidez, además no se pueden usar con seguridad en condiciones. Se usa frecuentemente en operaciones a baja escala; laboratorio y planta piloto.

Tuyeres y Campanas

Reducen la fuga de sólidos hacia su parte inferior y tienen buena regulación de la relación área libre vs área total del distribuidor, sin embargo el costo de fabricación es alto, no previenen efectivamente el estancamiento sectorizado y su limpieza es dificultosa. Son usados en operaciones a escala industrial, en lechos grandes y profundos.

Distribuidores de tubo y aspersores

Detiene el crecimiento de las burbujas y reducen la fuga de sólidos hacia su parte inferior. Su desventaja es que son susceptibles de generar zonas muertas o no fluidizadas. Se usan en lechos grandes y en algunas aplicaciones en donde se usan intercambiadores de calor

1.4.5.2 Caída de presión a través del distribuidor.

La caída de presión en el distribuidor constituye el criterio de diseño más usado en los sistemas fluidizados y suele expresarse como una relación entre la caída de presión en el distribuidor y la caída de presión en el lecho. En la Tabla 1.3 se presentan algunos valores de esta relación (Yang, 2003, p.167).

Tabla 1.3 Relación de caída de presión distribuidor-lecho

$\Delta P_d / \Delta P_l$	Condiciones
$\geq 0,3$	Para flujo ascendente y lateral
0,2-0,4	No se mencionan
0,15	$u/u_{mf} = 1-2$
0,015	$u/u_{mf} > 2$
0,3	Placas perforadas

(Perry,Chilton, 1997,p.20-75 ; Yang,2003,p.167)

1.4.6 POTENCIA DEL SOPLADOR

Levenspiel y Kunni (1991) presenta la siguiente teoría para determinar la potencia requerida para la fluidización (p.109).

El soplador debe suministrar el flujo necesario para la operación a una determinada presión que permita vencer las pérdidas en todo su trayecto. De tal manera que se cumpla la ecuación:

$$P_2 - P_1 = \Delta P_l + \Delta P_d + \Delta P_c \quad [1.19]$$

Donde, ΔP_l es la caída de presión en el lecho , ΔP_d es la caída de presión en el distribuidor y ΔP_c es la caída de presión en el ciclón.

El trabajo ideal del eje del soplador bajo una operación adiabática reversible en donde la energía potencial y cinética es despreciable se puede evaluar de la siguiente manera:

$$-W_{ideal} = \int_{P_1}^{P_2} Vd \quad [1.20]$$

Si se asume un comportamiento ideal del gas y se pone en términos de presión la ecuación anterior, el trabajo ideal del eje se puede calcular por integración desde la presión inicial (P_1) hasta la presión requerida (P_2).

$$-W_{ideal} = \frac{\gamma}{\gamma-1} P_1 u_1 \left[\left(\frac{P_2}{P_1} \right)^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma} \right)} - 1 \right] = \frac{\gamma}{\gamma-1} P_2 u_2 \left[\left(\frac{P_1}{P_2} \right)^{\left(\frac{\gamma-1}{\gamma} \right)} - 1 \right] \quad [1.21]$$

Donde u_1 y u_2 es el flujo de gas y el término γ es el coeficiente adiabático.

La magnitud del trabajo real se puede determinar con la eficiencia (η) del soplador

$$-W_{real} = \frac{-W_{ideal}}{\eta} \quad [1.22]$$

2 PARTE EXPERIMENTAL

2.1 DETERMINACIÓN DE LA ALTURA DE LA COLUMNA DE GRANOS QUE FAVOREZCA UNA FLUIDIZACIÓN DE RÉGIMEN BURBUJEANTE.

La calidad de la fluidización es afectada por tres factores: la geometría del lecho (relación H_l/D_l de la columna), la distribución del gas y el tipo de sólidos (Levenspiel y Kunni, 1991, p.4).

El primer experimento tiene el objetivo de determinar la relación altura-diámetro (H_l/D_l) de la cámara de fluidización que favorezca una operación en régimen burbujeante.

El tipo de sólidos que conforman el lecho también es un factor influyente en la operación de sistemas fluidizados, así, un lecho conformado por partículas esféricas y de un solo tamaño tendrán un comportamiento ideal, mientras que las partículas de formas irregulares tendrán un comportamiento con desviaciones (Baker, 1997, p.66). Por ello, este experimento se realizó con tres tipos de grano de diferentes formas: soya, maíz, y trigo.

Las fluctuaciones de presión durante la fluidización están asociadas con el cambio de régimen de operación, así, una fluctuación alta indica que el lecho se encuentra en un régimen burbujeante y una fluctuación baja indica un régimen turbulento desfavorable (Levenspiel y Kunni, 1997, p.83). Por ello se monitoreó la presión manométrica en el lecho durante la operación a diferentes velocidades de flujo y posteriormente se calculó su desviación típica o estándar para identificar los niveles de fluctuación presentados (Sobrinó, Sánchez-Delgado, García-Hernando, de Vega, 2008, p.4).

2.1.1 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO UTILIZADO

En la Figura 2.1 se presenta una imagen del prototipo usado en la experimentación, y un esquema del equipo en donde se ha incluido la instrumentación usada para el monitoreo de las variables de interés

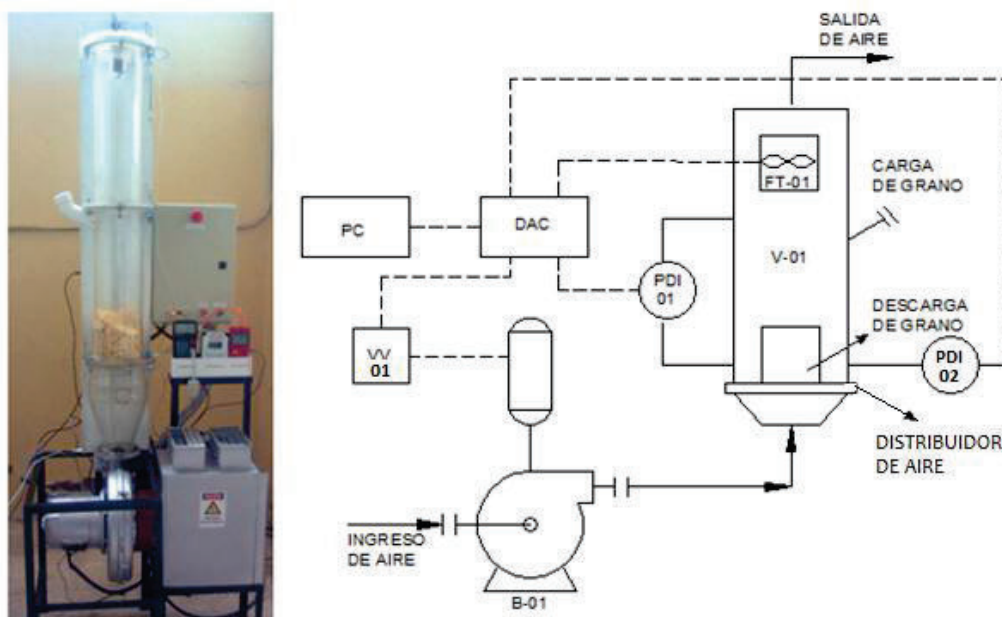


Figura 2.1 Prototipo usado en la fase de experimentación y esquema de monitoreo de variables

A continuación se describe las principales características de los elementos que conforman el prototipo utilizado.

Soplador centrifugo (B-01)

Características del motor:
 Marca: EBBES BRUCK
 Velocidad máxima: 3400 rpm
 Potencia: 0,6 HP
 Frecuencia: 60 Hz

Variador de velocidad (VV-01)

Modelo: VFD007E21A
 Especificaciones de entrada
 Fases: 1
 Voltaje: 200-240V
 Frecuencia: 50/60 Hz
 Corriente: 9,7 A

Columna de fluidización (V-01)	Especificaciones de salida
Material: Acrílico	Fases: 3
Diámetro interno: 0,15 m	Voltaje: 0-240V
Altura: 1 m	Frecuencia: 0,1-600 Hz
	Corriente: 4,2 A
Distribuidor de aire	Potencia: 1 HP
Tipo: Malla	

Las variables que se midieron durante los experimentos son:

Velocidad del aire: Se midió mediante un anemómetro colocado en la parte superior de la columna.

Presión manométrica: Se midió mediante un manómetro de presión diferencial, la una toma de presión se colocó en un punto del lecho después del distribuidor y la otra se dejó libre y registró la presión atmosférica

Presión diferencial: Se midió mediante un manómetro de presión diferencial, la una toma de presión se colocó en el punto de la columna justo después del distribuidor y la otra en el borde superior del lecho de granos.

A continuación las características de los instrumentos usados.

Anemómetro (FT-01)	Manómetro de Presión Diferencial (PDI-01/PDI-02)
Marca: EXTECH	Marca: AMPROBE
Modelo: 451126	Modelo: MAN02-A
Capacidad: 0,3 - 45 m/s	Capacidad: 0 a ± 2 Psi
Precisión: $\pm 1,459$ m/s	Precisión: $\pm 0,12$ Psi

Las medidas de velocidad y presión fueron transmitidas y almacenadas en un computador a través de una tarjeta de adquisición de datos (DAC).

2.1.2 PROCEDIMIENTO

- Se cargó el grano en la columna de fluidización. Para cada grano en estudio se probaron tres alturas de lecho 6 cm; 10 cm y 14 cm, que equivalen a una relación H/D de 0,5; 0,7 y 1 respectivamente. En todos estos experimentos se utilizó un distribuidor de aire tipo malla.
- Se determinó visualmente (de forma aproximada) la velocidad mínima de fluidización
- Se midió la presión manométrica en un punto de la columna, durante 240 s a 4 diferentes velocidades de circulación de aire: a la velocidad mínima de fluidización, a dos, cuatro y seis veces este valor
- Se adquirió los datos de presión y velocidad en el computador cada segundo

2.1.3 TRATAMIENTO DE DATOS

- En una hoja de Excel se construyó una tabla con los datos de velocidad y presión manométrica.
- Se halló los promedios de cada variable.
- Se determinó la desviación estándar de los valores de presión manométrica para cada valor de velocidad.
- Se construyó la curva de velocidad versus desviación estándar para cada nivel de H_i/D_i probado.

Se seleccionó la altura del lecho para la cual se obtuvo la mayor fluctuación de presión, ya que esta favorece la fluidización en régimen burbujeante

2.2 DETERMINACIÓN DEL ÁREA LIBRE DEL DISTRIBUIDOR DE AIRE TIPO PLACA PERFORADA QUE FAVOREZCA UNA FLUIDIZACIÓN DE RÉGIMEN BURBUJEANTE

La distribución de aire en el lecho es un factor influyente en la calidad de la fluidización por lo que se realizó este segundo experimento con el objetivo de determinar un área libre del distribuidor de aire tipo placa perforada que favorezca una fluidización de régimen burbujeante. Para este experimento se construyó dos distribuidores de aire, tipo placa perforada con diferente área libre, de modo que las caídas de presión en el distribuidor representen el 10% y el 30% de la caída de presión en el lecho de granos, según lo recomendado por Perry y Chilton (1986) p.75.

2.2.1 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO UTILIZADO

Además del equipo descrito en la sección 2.1.1 se usó dos placas perforadas con las siguientes características:

Placa distribuidora A

Tipo: Placa Perforada

Diámetro: 0,15 m

Relación $\Delta P_d / \Delta P_l = 0,1$

Área Libre: 58%

Placa distribuidora B

Tipo: Placa Perforada

Diámetro: 0,15 m

Relación $\Delta P_d / \Delta P_l = 0,3$

Área Libre: 33,6%

2.2.2 PROCEDIMIENTO

- Se armó el equipo con la placa distribuidora A.
- Se cargó el grano en la columna de fluidización, hasta una altura de 14 cm ($H/D=1$).

- Para cada grano estudiado se realizó el mismo procedimiento descrito en el punto 2.1.2.
- Se repitió el mismo proceso para la placa distribuidora B.

2.2.3 TRATAMIENTO DE DATOS

- Se realizó el mismo tratamiento de datos descrito en el punto 2.1.3. Se seleccionó el distribuidor que favoreció la fluidización.

2.3 DETERMINACIÓN DE LOS VALORES LÍMITE DE VELOCIDAD DE AIRE EN LOS QUE EL SISTEMA PUEDE OPERAR.

El rango de operación de un lecho fluidizado está entre la velocidad mínima de fluidización (u_{mf}) y la velocidad terminal de las partículas (u_t). Se determinó la velocidad mínima de fluidización con tres niveles de humedad, estos corresponden al rango de humedad de cosecha y de almacenamiento de los granos.

Las humedades probadas se muestran en la Tabla 2.1 (Obrador, 1984, p.1;15 y 44).

Tabla 2.1 Niveles de humedad probadas en los granos

Grano	%h1	%h2	%h3
Maíz	12	14	16
Soya	11	13	15
Trigo	13	15	17

%h en base seca

Para este experimento se usó las mejores condiciones de operación (H_i/D_i y área libre del distribuidor) halladas en los ensayos anteriores.

2.3.1 DESCRIPCIÓN DEL EQUIPO UTILIZADO

Se utilizó el equipo descrito en la sección 2.1.1 y adicionalmente el distribuidor con el área libre correspondiente a 34%.

2.3.2 PROCEDIMIENTO

Para la determinación de la velocidad mínima de fluidización se siguió el siguiente procedimiento:

- Se cargó el grano en la columna de fluidización, hasta una altura de 14 cm ($H_i/D_i = 1$) y sobre la placa perforada correspondiente a la relación $\Delta P_d / \Delta P_i = 0,3$.
- Se realizó un ensayo previo para estimar la velocidad mínima de fluidización visual, esto consistió en establecer como velocidad mínima de fluidización aproximada a la velocidad que marcó el anemómetro cuando el lecho se descompactó.
- Se midió la caída de presión en diez puntos de velocidad del aire a temperatura ambiente, cinco puntos antes de la velocidad mínima de fluidización visual, en el lecho empacado y cinco puntos después de la velocidad mínima de fluidización.

Para la determinación de la variación de la velocidad mínima de fluidización con la humedad se siguió el siguiente procedimiento:

- Se determinó la humedad de los granos secos con que se realizaron los experimentos anteriores, mediante el método de la estufa de aire descrito en (Horwits y Latimer, 2007, p.34).

- Mediante un balance de masa se determinó la cantidad de agua necesaria para llegar a los niveles de humedad mostrados en la Tabla 2.1.
- Se humectaron los granos.
- Para cada humedad probada se cargó el grano en la columna de fluidización, hasta la altura que proporcionó mejores resultados ($H_f/D_f = 1$) y sobre la placa perforada seleccionada.
- Se incrementó la velocidad del aire a temperatura ambiente desde 0 m/s, en donde el lecho se encontraba empacado, hasta cinco veces la velocidad en la que se descompactó el lecho y se tomó la caída de presión correspondiente.

Para la determinación de la velocidad terminal se siguió el siguiente procedimiento:

- Se determinó visualmente haciendo variar la velocidad del aire por encima de la velocidad mínima de fluidización, la velocidad a la que las partículas empezaron a ser transportadas fuera del lecho se estableció como la velocidad de arrastre. (McCabe, et al, 2001, p.465-471).

2.3.3 TRATAMIENTO DE DATOS

Se realizó el siguiente tratamiento de datos para la determinación de la velocidad mínima de fluidización:

- Se generó la curva de caída de presión vs velocidad del aire y se ubicó el punto de cambio de pendiente que representa la velocidad mínima de fluidización.

- Se determinó la velocidad mínima de fluidización teórica mediante los parámetros experimentales de los granos y se comparó con los resultados de la velocidad mínima de fluidización experimental.

Para el cálculo de los valores teóricos de velocidad mínima de fluidización fue necesario la determinación experimental de los siguientes parámetros mediante los métodos que también se describen a continuación. El procedimiento y los materiales se detallan en la Anexo I.

Densidad Real: Medida de la variación de volumen provocado por el desplazamiento de un fluido por un peso conocido de granos. (Levenspiel, 1993, p.119).

Densidad Aparente: Medida del volumen que ocupa un peso conocido de partículas.

Humedad: Método gravimétrico, medida de la pérdida de masa de la muestra desecada hasta masa constante en estufa (Horwits y Latimer, 2007, p.32).

Diámetro Equivalente: Determinación del diámetro de la esfera que tenga el mismo volumen que la partícula, mediante el cálculo del volumen promedio de una partícula y aplicando la ecuación 2.1 (Levenspiel, 1993, p.119).

La determinación del volumen promedio de una partícula se muestra en el Anexo 1.

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

Esfericidad: Mediante la definición de esfericidad (Geankoplis, 1998, p.139; Levenspiel, 1993, p.119).

El área superficial real de la partícula, se determinó mediante la medida de tres dimensiones de los granos: diámetro mayor (a), diámetro medio (b) y

diámetro menor (c). Se usaron ecuaciones propuestas en bibliografía: para trigo [2.2] y soya [2.3] (Ospina, E.,2001,p.61). Para maíz se consideró un elipsoide triaxial de acuerdo a la ecuación [2.4] (Czuchajowska, Lai , Martin y Pomeranz,1984,p.108).

$$a_s = 3,53a^{0,81}b^{0,72}c^{0,34} \quad [2.2]$$

$$a_s = 4,01a^{0,87}b^{0,94}c^{0,24} \quad [2.3]$$

$$a_s = 4\pi\left(\frac{a^p b^p + a^p c^p + b^p c^p}{3}\right)^{1/P} \quad [2.4]$$

Donde p tiene un valor de 1,6075.

Se realizó el siguiente tratamiento de datos para la determinación de la variación de la velocidad mínima de fluidización con la humedad:

- Con las curvas obtenidas de este estudio se plantearon correlaciones entre la velocidad mínima de fluidización y la humedad del grano. (Senadera, 2009, p. 3-6)

Se realizó el siguiente tratamiento de datos para la determinación de la velocidad terminal:

- La velocidad terminal experimental fue contrastada con las teóricas obtenidas del diagrama en la Figura1.5.

Todos los experimentos se realizaron tres veces, con el fin de comprobar su reproducibilidad y trabajar con los valores promedio de los resultados.

2.4 DIMENSIONAMIENTO Y ESTIMACIÓN DEL COSTO DE INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE FLUIDIZACIÓN POR LOTES DE AL MENOS 1 350 kg/MES DE CAPACIDAD

La capacidad del sistema representa aproximadamente el 5% de la producción diaria de granos secos y limpios de maíz y trigo en la provincia de Pichincha según la información presentada en la página oficial del MAGAP (2014).

A continuación en la Tabla 2.2 se presentan las propiedades del aire que fueron usados en los cálculos y en la Tabla 2.3 se presentan los parámetros de diseño del sistema.

Tabla 2.2 Propiedades del aire y condiciones ambientales de diseño

Parámetro	Valor	Unidades	Fuente
Temperatura (T_a)	23	°C	Dato experimental
Presión atm. (P_{atm})	71,7	kPa	Dato experimental
Densidad (ρ_g)	1,16	kg/m ³	(Maloney,J.,Green,D.,Perry,R., 2001, p.2-215)
Viscosidad (μ)	1,85E-05	Pa.s	(Maloney,J.,Green,D.,Perry,R., 2001, p.2-215)

Tabla 2.3 Parámetros de diseño del sistema

Parámetro	Valor	Unidades
Rango de velocidad recomendada para operación (u)	1-2 u_{mf}	m/s
Velocidad mínima de fluidización (u_{mf})	1,26	m/s
Velocidad terminal (u_t)	9,51	m/s
Relación H_f/D_f	1	-
Relación $\Delta P_d/ \Delta P_f$	0,3	-

2.4.1 DETERMINACIÓN DEL GRUPO Y RÉGIMEN DE FLUIDIZACIÓN

Se usaron los diagramas presentados en las Figuras 1.3 y 1.8 para la determinación del grupo de la clasificación Geldart y el régimen de fluidización, respectivamente.

2.4.2 DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA

Volumen del lecho fijo

$$Va = \frac{m_g}{\rho_a} = \frac{\pi D_l^2 H_{lfijo}}{4} \quad [2.5]$$

Donde Va es el volumen aparente del lecho fijo, m_g es la masa de granos, ρ_a es la densidad aparente del lecho, D_l es el diámetro de la columna y H_{lfijo} es la altura del lecho fijo.

Altura total del lecho

$$H_T = H_{lfijo} + H_e + TDH \quad [2.6]$$

Donde H_T es la altura total del lecho, H_e es la altura por expansión del lecho y TDH es la altura de desaceleración por arrastre.

H_{lfijo} se obtiene de la resolución de la ecuación 2.6. y para el cálculo de H_e Geankoplis, 1998, presenta la siguiente ecuación (p.141).

$$\frac{H_{l1}}{H_{l2}} = \frac{(1-\varepsilon_2)}{(1-\varepsilon_1)} \quad [2.7]$$

El valor del TDH se fijó con las curvas presentadas en la Figura 1.9

2.4.3 DIMENSIONAMIENTO DEL DISTRIBUIDOR

Velocidad del gas a través de un orificio

$$\mathbf{u}_o = C_d \sqrt{\frac{2\Delta P_d}{\rho_f}} \quad [2.8]$$

Donde u_o , es la velocidad del gas que atraviesa un orificio, C_d es el coeficiente de descarga del orificio, ΔP_d es la caída de presión en el distribuidor y ρ_f , es la densidad del gas a las condiciones de operación.

En la Tabla 2.4 se dispone de varios valores del coeficiente de descarga (C_d) en función del número de Reynolds (Re) de la cámara de fluidización. Para calcular el número de Reynolds se usa la siguiente ecuación:

$$Re = \frac{D_l u \rho_g}{\mu} \quad [2.9]$$

Donde Re es el número de Reynolds, D_l es el diámetro de la columna, u es la velocidad de operación del aire, ρ_g es la densidad del gas y μ es la viscosidad del aire.

Tabla 2.4 Coeficiente de descarga de orificio en función del número de Reynolds

Re	100	300	500	1000	2000	>3000
C_d	0.68	0.70	0.68	0.64	0.61	0.60

(Kunii y Levenspiel, 1991,p105.)

Densidad de orificios requerida (N_o)

$$u = N_o \frac{\pi d_o^2}{4} u_o \quad [2.10]$$

En donde u es la velocidad de operación del gas, N_o es la densidad de orificios, u_o es la velocidad del gas a través de un orificio, d_o es el diámetro de un orificio.

La relación que existe entre el paso de orificio (L_o) y la densidad de orificios (N_o) en la disposición triangular o cuadrangular se presenta a continuación.

Disposición triangular/ cuadrangular

$$L_o = \frac{1}{\sqrt{N_o \sin 60^\circ}} \quad [2.12]$$

$$L_o = \frac{1}{\sqrt{N_o}} \quad [2.11]$$

2.4.4 DIMENSIONAMIENTO DEL CICLÓN

Las dimensiones del ciclón convencional fueron tomadas de la Tabla 1.2. y la caída de presión a través del ciclón se calculó mediante la Ecuación 1.18.

2.4.5 CÁLCULO DEL REQUERIMIENTO DE POTENCIA DEL SOPLADOR

La carga de presión requerida se calculó mediante la Ecuación 1.19 y la potencia calculada se determinó mediante la Ecuación 1.21 y la potencia real con la Ecuación 1.22

2.4.6 CÁLCULO DEL COSTO DE INSTALACIÓN

El costo de instalación total del equipo básico se estimó mediante la suma del costo de adquisición del equipo y el costo por su instalación.

El costo de adquisición se obtuvo a través de proformas de los equipos provistas por proveedores locales. Estas se encuentran disponibles en el Anexo V.

El costo de instalación se estimó mediante las siguientes relaciones propuestas por Happel y Jordán (1981) (p.214-216).

$$\text{Costo de instalación} = 100 \text{ Capacidad}^{0,82} \quad [2.12]$$

$$\text{Costo de instalación} = 645 \text{ Potencia}^{0,8} \quad [2.13]$$

En donde el costo de instalación está en dólares la capacidad en galones y la potencia en HP

3 ANÁLISIS DE RESULTADOS

Para estas pruebas, se realizó primero una determinación visual aproximada de la velocidad mínima de fluidización.

En la Tabla 3.1 se muestra los valores de dichas velocidades para los tres diferentes tipos de grano y los tres niveles de relaciones altura-diámetro de los lechos probados.

Tabla 3.1 Velocidad mínima de fluidización experimental visual

Nivel H_f/D_i	Velocidad mínima de fluidización visual (m/s)		
	Maíz	Soya	Trigo
0,5	1,44	1,24	1,30
0,7	1,43	1,25	1,33
1	1,41	1,27	1,29

En la Figura 3.1 se muestra un ejemplo de las medidas de presión tomadas a diferentes flujos de aire, este caso corresponde a un lecho de granos maíz con relación H_f/D_i igual a 1.

El flujo de aire se aumentó mediante el incremento de la frecuencia del motor del soplador. A una frecuencia determinada se tomaron 240 datos de presión y velocidad del aire, un dato cada segundo.

Se comparó la velocidad del aire promedio en cada período con la velocidad mínima de fluidización experimental visual, de tal manera que se tienen cuatro periodos de prueba correspondientes a 1, 2 , 4 y 6 veces la velocidad mínima de fluidización.

Se puede observar que las fluctuaciones de presión son pequeñas para la velocidad de flujo más baja ($u/u_{mf}=1$). Las fluctuaciones de presión se incrementan cuando la velocidad de circulación aumenta, de esta manera las mayores fluctuaciones de presión se evidencian en el periodo de prueba

correspondiente a la relación $u/u_{mf}=6$. Esto muestra que, para este caso, las fluctuaciones de presión crecen cuando se aumenta la velocidad del aire.

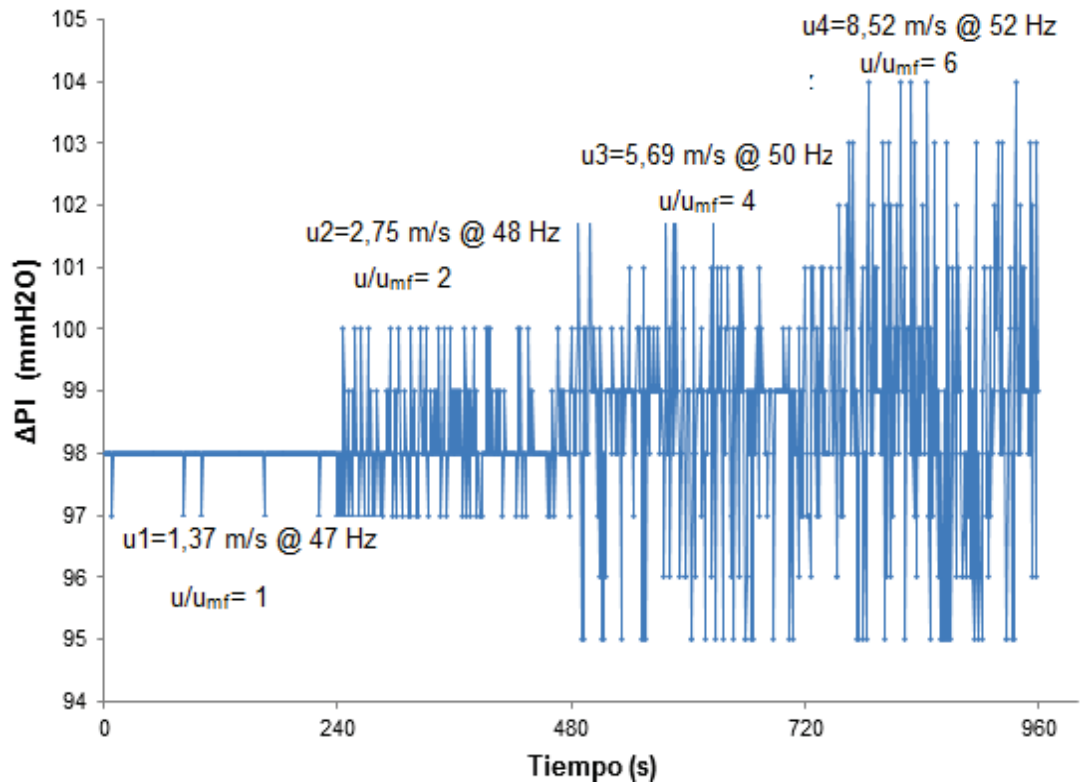


Figura 3.1 Fluctuaciones de presión en función del tiempo

Kurka, Parise y Taranto (2009) estudiaron el cambio de régimen de fluidización a través de las fluctuaciones de presión en un lecho de polímeros esféricos y encontraron que en los rangos de velocidad cercanos al estado de lecho fijo no existe fluctuaciones de presión, mientras que a velocidades mayores a la mínima de fluidización las fluctuaciones incrementan proporcionalmente tanto en frecuencia como en rango (p.541).

La Figura 3.1 presenta el mismo comportamiento descrito por Kurka, Parise y Taranto, (2009) en su experimento, lo que indica que la medida de las fluctuaciones de presión sirve para caracterizar el régimen de fluidización en el que se está operando independientemente del tipo y tamaño de partícula.

Según Levenspiel y Kunni,(1997) las fluctuaciones de presión están asociadas al régimen de fluidización en que se encuentra operando el lecho fluidizado, puesto que dichas fluctuaciones son provocadas por la acción de las burbujas que se forman en la corriente de aire, de tal manera que si las fluctuaciones de presión son bajas quiere decir que no existe acción de burbujeo sea porque aún no se entra en el régimen burbujeante de fluidización o porque ya se ha cambiado de régimen y se ha entrado en la región turbulenta en donde el efecto de las canalizaciones impide la formación de burbujas (p.83). Entonces en el presente experimento los mejores resultados corresponderán a los casos donde exista mayor fluctuación de presión.

Para poder cuantificar las fluctuaciones de presión se usó la desviación estándar de cada grupo de datos pertenecientes a los doscientos cuarenta segundos de prueba, de esta manera se puede comparar numéricamente las fluctuaciones de la caída de presión en cada velocidad probada.

3.1 DETERMINACIÓN DE LA ALTURA DE LA COLUMNA DE GRANOS QUE FAVOREZCA UNA FLUIDIZACIÓN DE RÉGIMEN BURBUJEANTE

En la Figura 3.1, 3.2 y 3.3 para cada clase de grano experimentado se presentan los resultados de las tres repeticiones de las curvas de fluctuación de presión en el lecho ($\sigma\Delta P_l$) en función de la velocidad del gas para tres diferentes relaciones altura-diámetro del lecho (H_l/D_l : 0,5 ; 0,7 y 1).

Este experimento fue realizado con un distribuidor de aire tipo malla.

La velocidad del gas en las curvas se ha expresado como una fracción con respecto a la velocidad mínima de fluidización (u/u_{mf}) para tener una mejor percepción del incremento de la misma y para establecer un punto de comparación entre tipos de granos.

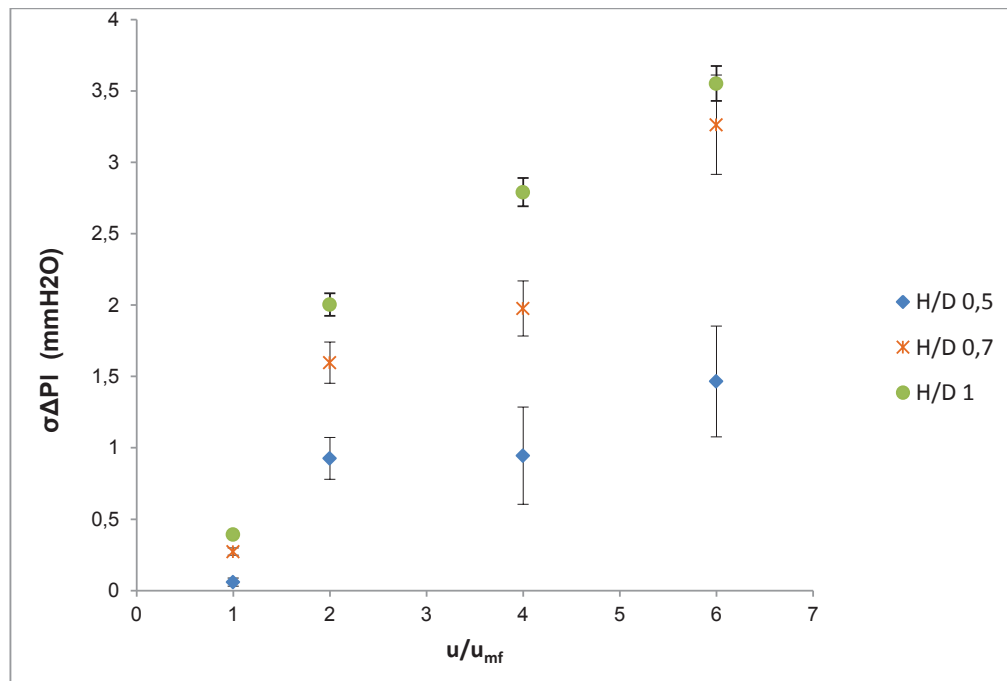


Figura 3.2 Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para tres niveles de relación H_1/D_1 en un lecho de granos de maíz

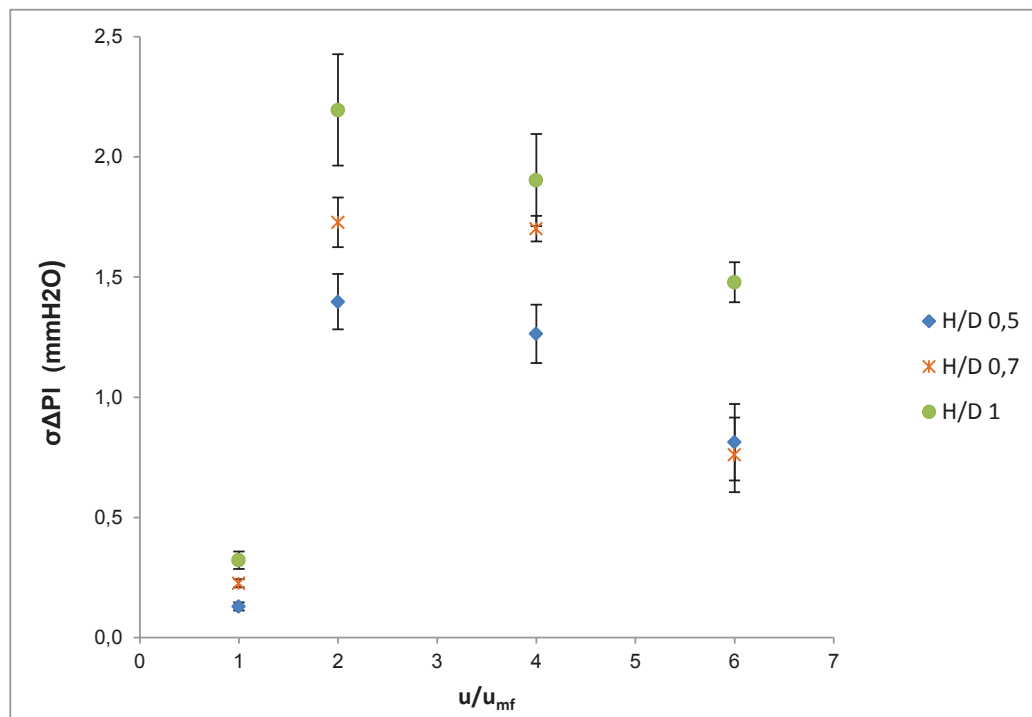


Figura 3.3 Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para tres niveles de relación H_1/D_1 en un lecho de granos de soja

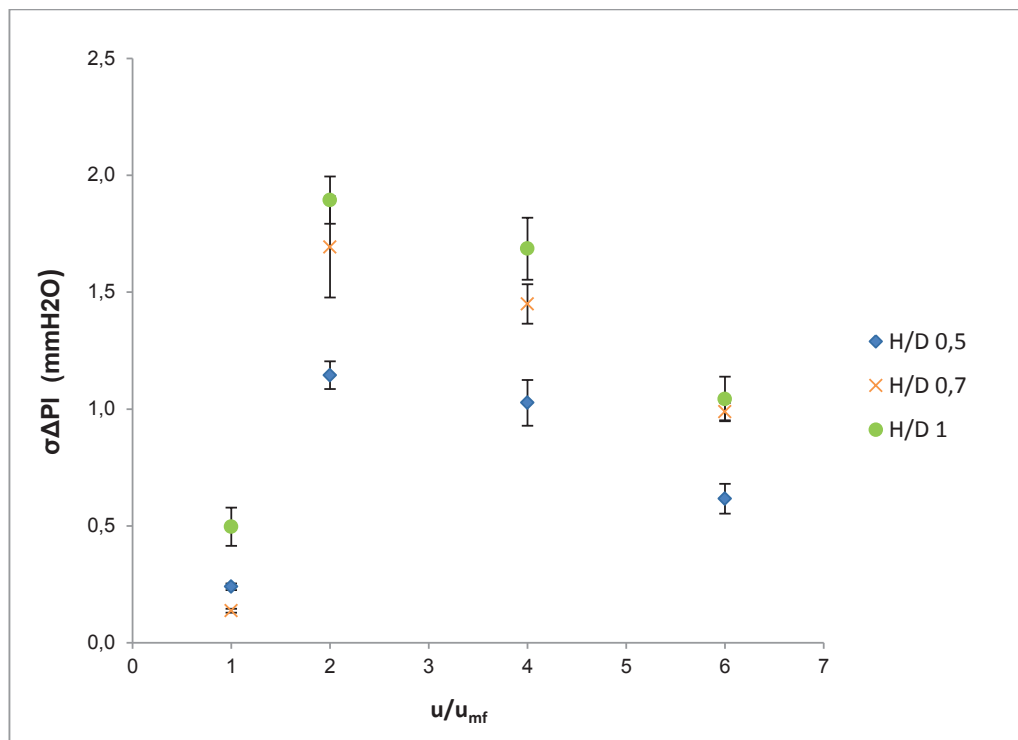


Figura 3.4 Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para tres niveles de relación H_1/D_1 en un lecho de granos de trigo

En las Figuras 3.2, 3.3 y 3.4 se puede observar que en todos los casos estudiados las fluctuaciones de presión aumentan cuando mayor es la relación H_1/D_1 , es decir que mientras más profundo sea el lecho mayores son las fluctuaciones de presión.

Es necesario realizar un análisis de varianza a los resultados para determinar si la diferencia de fluctuación detectada en los tres niveles de relación H_1/D_1 probados son significativos.

Se realizó dicho análisis en el programa Statgraphics de donde se obtuvo los resultados que indican si los grupos de datos pertenecientes a cada nivel H_1/D_1 probado en cada velocidad probada son similares o diferentes. Los resultados se muestran en las Tabla 3.2. Los valores de entrada para el análisis se encuentran en el Anexo II.

Tabla 3.2 Análisis de varianza del estudio de la incidencia de la relación altura-diámetro sobre las fluctuaciones de presión en el lecho fluidizado

u/u _{mf}	GRUPO H _i /D _i	Exponentes de grupos homogéneos		
		Maíz	Soya	Trigo
1	0,5	0,060 ^a	0,130 ^a	0,240 ^a
	0,7	0,273 ^b	0,226 ^b	0,138 ^b
	1	0,392 ^c	0,322 ^c	0,496 ^c
2	0,5	0,926 ^a	1,398 ^a	1,144 ^a
	0,7	1,597 ^b	1,727 ^b	1,693 ^b
	1	2,003 ^c	2,195 ^c	1,894 ^c
3	0,5	0,945 ^a	1,264 ^a	1,027 ^a
	0,7	1,976 ^b	1,701 ^b	1,449 ^b
	1	2,791 ^c	1,904 ^c	1,686 ^c
4	0,5	1,465 ^a	0,813 ^a	0,616 ^a
	0,7	3,264 ^b	0,761 ^b	0,989 ^b
	1	3,552 ^c	1,479 ^c	1,043 ^c

Los exponentes indican que existen diferencias significativas entre los grupos al 95% de confianza (para cada valor de u/u_{mf}).

En todos los casos estudiados se puede observar que se ha asignado un exponente diferente a cada grupo de datos, puesto que los grupos son diferentes y se concluye que el incremento de las fluctuaciones de presión entre niveles del parámetro relación H_i/D_i es significativo (De la Vara y Gutierrez, 2008, p.74-79).

Estos resultados encontrados se deben a que posiblemente las burbujas después de su formación en el distribuidor van creciendo a medida que viajan a través del lecho, de tal manera que, si el camino que recorren es más largo tienen mayor probabilidad de coalescer con otras y llegar al borde del lecho de partículas con un mayor tamaño y provocar explosiones con mayor incidencia en las fluctuaciones de presión (Gupta y Sathiyamoorthy, 1999, p.73).

En la Figura 3.2 se puede observar en los tres niveles del parámetro H_i/D_i estudiado que existe un incremento de las fluctuaciones de presión con el aumento de la velocidad del gas. Por el contrario en las Figuras 3.3 y 3.4 en todos los niveles de H_i/D_i estudiados la tendencia de las fluctuaciones de presión es a descender después de sobrepasar la velocidad mínima de fluidización.

De acuerdo a Levenspiel y Kunni (1997) existe un cambio de régimen de fluidización de burbujeante a agitado cuando se evidencia una disminución de las fluctuaciones de presión p.83. Entonces los resultados obtenidos indican que en el primer caso no se observa un cambio de régimen de fluidización mientras que en el segundo y tercer caso existe un cambio de régimen de burbujeante a agitado después de superar dos veces la velocidad mínima de fluidización.

El comportamiento del maíz fluidizado difiere sustancialmente del de la soya y el trigo, estos dos últimos en cambio tienen comportamientos homólogos y además que se ajustan a las características de su grupo de la clasificación Geldart, que serán analizados más adelante.

Los tres tipos de grano por su tamaño y densidad pertenecen al grupo D de la clasificación Geldart. Una de las características de este grupo es que el cambio de régimen se da en velocidades de entre 0,3 y 0,35 veces la velocidad terminal de las partículas (Levenspiel y Kunni, 1991, p.84).

En las Tablas 3.5 y 3.6 se encuentran tabuladas las velocidades mínimas de fluidización y velocidades terminales experimentales de los tres tipos de grano, estos valores serán usados en este punto para establecer una comparación entre la teoría y lo experimental en cuanto al cambio de régimen.

La velocidad en la que se produce el cambio de régimen en los sistemas formados por soya y trigo es dos veces la velocidad mínima de fluidización en los dos casos, esto representa 0,2 veces la velocidad terminal experimental de la soya y 0,3 del trigo, para estos dos tipos de grano el cambio de régimen se produce en valores aproximados a lo previsto por la teoría.

En el caso del maíz, no se evidencia un cambio de régimen en el rango de velocidad probado (1-6 veces u_{mf}), se podría pensar que esta permutación se da a condiciones de velocidad más altas a las probadas, sin embargo teóricamente la velocidad en la que se debería detectar el cambio de régimen

es entre 2,4 y 2,8 m/s esto representa aproximadamente dos veces la velocidad mínima de fluidización experimental del maíz. Entonces, es muy probable que el lecho formado por partículas de maíz no entre en el régimen burbujeante o que este se de en rangos imperceptibles y que el incremento de las fluctuaciones es una evidencia de la alta tasa de agitación del lecho producto del efecto surtidor propio de este grupo y no de la acción de las burbujas.

Adicionalmente, para el caso del lecho conformado por soya y trigo la velocidad relativa U_{op}/U_{mf} en la que los niveles de fluctuación caen es la misma para todas las relaciones H_i/D_i , es decir, ninguna de estas relaciones H_i/D_i provoca un adelanto o un retraso del cambio de régimen.

Se determinó que la relación $H_i/D_i = 1$ es la que favorece la fluidización burbujeante y con el que se realizó el experimento posterior.

Producto del análisis de este experimento se puede definir los siguientes parámetros y recomendaciones para el diseño.

- La relación H_i/D_i recomendada es $H_i/D_i = 1$.
- El diseño debe manejar versatilidad para operar con partículas que no posean un régimen burbujeante definido. Esto es considerar los diseños propuestos en la bibliografía para manejar lechos con efecto surtidor.
- El rango de velocidad de operación normal deberá estar entre uno y dos veces la velocidad mínima de fluidización, puesto que superado estos valores en los sistemas conformados por soya y trigo existe un cambio de régimen desfavorable y a pesar de que el lecho conformado por maíz no presente un cambio de régimen no es recomendable operar a velocidades superiores, puesto que se presenta alta atrición de los granos.

3.2 DETERMINACIÓN DEL ÁREA LIBRE DEL DISTRIBUIDOR DE AIRE TIPO PLACA PERFORADA QUE FAVOREZCA UNA FLUIDIZACIÓN DE RÉGIMEN BURBUJEANTE

En la Figura 3.5, 3.6 y 3.7 se presentan las curvas de fluctuación de presión en el lecho ($\sigma\Delta PI$) en función de la velocidad del gas para dos diferentes porcentajes de área libre del distribuidor (34% y 58%) para cada clase de grano experimentado.

De la misma manera que en el experimento anterior la velocidad del gas en las curvas se ha sustituido por una fracción de la misma con respecto a su velocidad mínima de fluidización (u/u_{mf}).

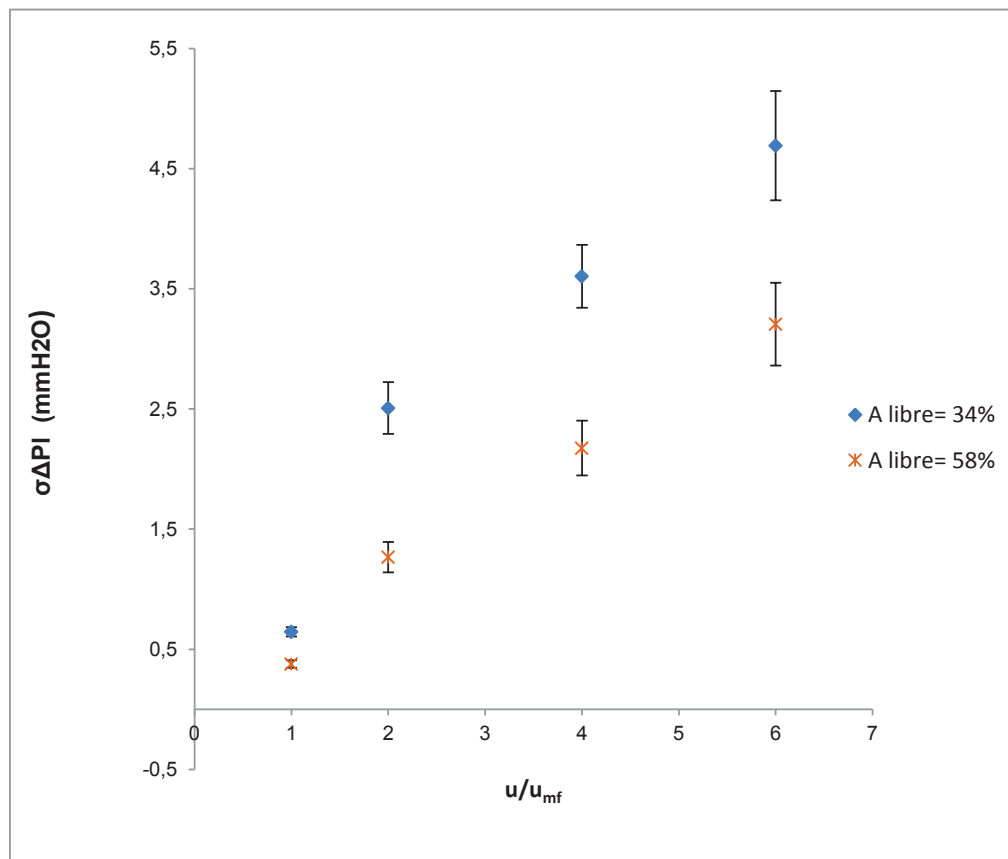


Figura 3.5 Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para dos niveles de área libre del distribuidor de aire en un lecho de granos de maíz

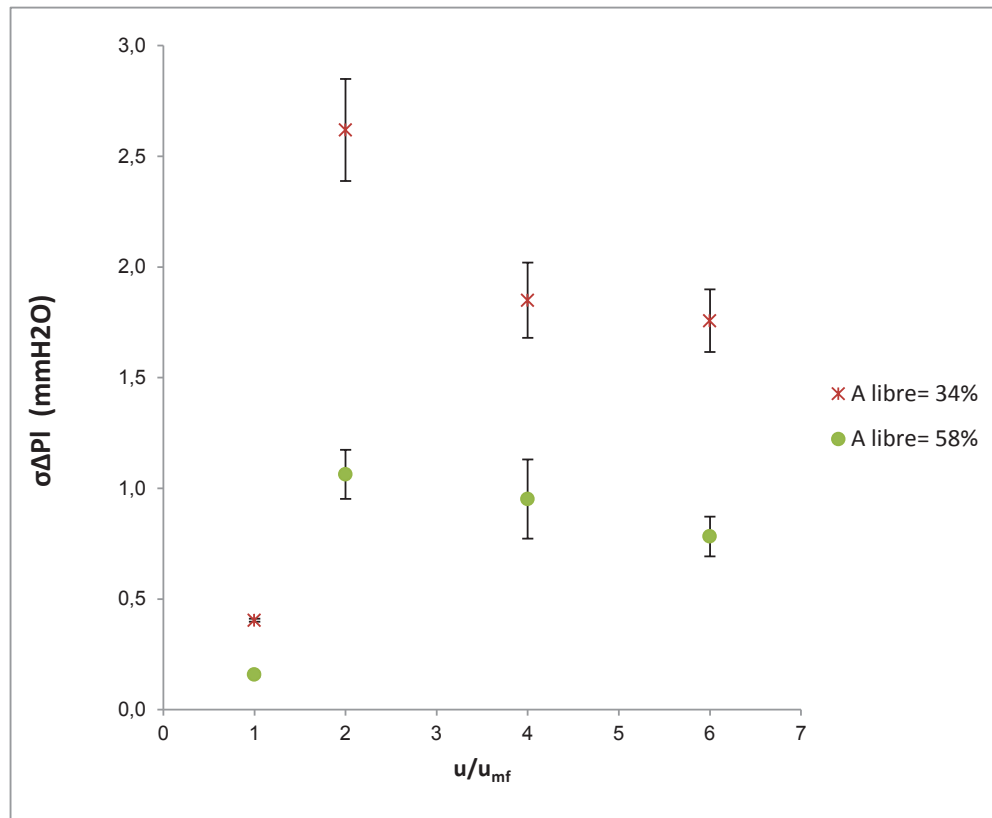


Figura 3.6 Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para dos niveles de área libre del distribuidor de aire en un lecho de granos de soja

En las Figuras 3.5, 3.6 y 3.7 se observa que el patrón de incremento de fluctuaciones de presión con el aumento del exceso de velocidad del gas son iguales a los observados en el estudio anterior. Al igual que se evidencia en las Figuras 3.2, 3.3 y 3.4 en el primer caso no se observa cambio de régimen y en el segundo y tercer caso de estudio el cambio de régimen se da cuando se alcanza una velocidad equivalente a dos veces la velocidad mínima de fluidización.

Los valores de fluctuación de presión que se alcanzaron en la operación con el distribuidor tipo placa perforada de 34% de área libre son mayores a los alcanzados con el distribuidor tipo placa perforada de 58% de área libre, es decir para los tres casos la operación con el distribuidor tipo placa perforada de 34% de área libre mejora la fluidización en régimen burbujeante con respecto al del 58% de área libre.

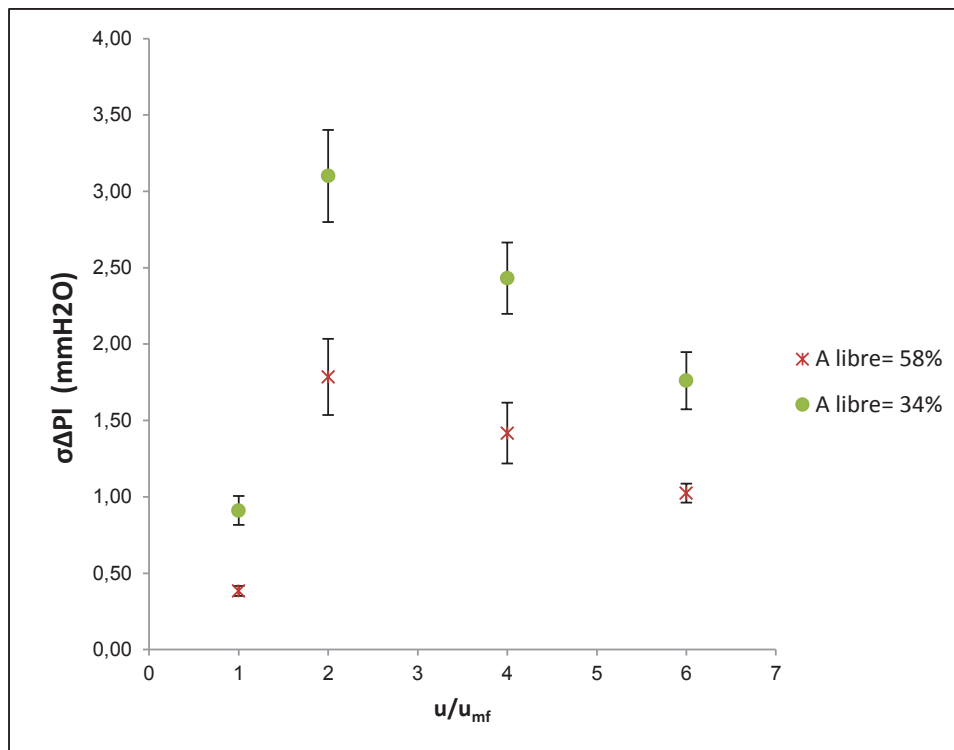


Figura 3.7 Fluctuación de presión en función de la velocidad del gas para dos niveles de área libre del distribuidor de aire en un lecho de granos de trigo

Jangam, Mujumdar, y Thorat (2009), realizaron un estudio de los patrones de flujo a través de un distribuidor de aire con diferentes áreas libres, usando un simulador de flujo. Obtuvieron como resultado que el flujo de aire tiende a ser uniforme mientras menor sea el área libre, ya que se evita la canalización del aire por los puntos de menor presión (p.1227).

En base de este resultado y lo hallado en el presente experimento se puede concluir que el decremento del área libre del distribuidor incrementa el burbujeo del aire mediante la disminución de las canalizaciones en el mismo, además se comprueba que un distribuidor con alta resistencia al flujo evita obtener fluidos turbulentos que produzcan el cambio de régimen desfavorable.

De la misma manera que en el primer experimento, se realizó un estudio de análisis de varianza para comprobar que la diferencia de fluctuaciones entre

niveles de porcentaje de 'área libre sean significativas. Los resultados se presentan en la Tabla 3.3.

Tabla 3.3 Análisis de varianza del estudio de la incidencia del porcentaje de área libre del distribuidor de aire sobre las fluctuaciones de presión un lecho fluidizado

u/u_{mf}	GRUPO % Área Libre	Exponentes de grupos homogéneos		
		Maíz	Soya	Trigo
1	34	0,645 ^a	0,404 ^a	0,910 ^a
	58	0,377 ^b	0,158 ^b	0,384 ^b
2	34	2,508 ^a	2,619 ^a	3,101 ^a
	58	1,267 ^b	1,063 ^b	1,785 ^b
3	34	3,604 ^a	1,849 ^a	2,431 ^a
	58	2,175 ^b	0,952 ^b	1,417 ^b
4	34	4,691 ^a	1,757 ^a	1,761 ^a
	58	3,206 ^b	0,783 ^b	1,024 ^b

Los exponentes indican que existen diferencias significativas entre los grupos al 95% de confianza (para cada valor de u/u_{mf}).

Los resultados indican que los grupos de datos son diferentes en todas las velocidades y para todos los granos, puesto que como se puede observar se ha asignado un exponente diferente a cada grupo de datos, se concluye que el tipo de distribuidor tiene una influencia significativa en las fluctuaciones de presión incremento de las fluctuaciones de presión entre niveles del parámetro % de área libre es significativo (De la Vara, R. y Gutierrez, H., 2008, p.74-79).

Los valores de las fluctuaciones de presión generadas por el distribuidor tipo malla, el mismo que fue usado en los experimentos de la sección 3.1, se encuentran en rangos intermedios entre los valores obtenidos con los distribuidores tipo placa perforada, esto implica que la malla ofrece una resistencia al flujo de aire superior al distribuidor tipo placa perforada de 34% de área libre y menor resistencia al flujo que el distribuidor de aire tipo placa perforada de 58% de área libre. Entonces se puede decir en este caso que, el tipo de distribuidor (placa perforada o malla) no influye sobre el nivel de burbujeo sino más bien es la resistencia al flujo lo que es determinante.

El porcentaje de área libre del distribuidor está asociado a una caída de presión del mismo, en este caso se determinó en función de la caída de presión del lecho, según lo que recomienda la bibliografía investigada (Yang, 2003,p.167 ; Perry, Chilton, 1997, p.20-75).

El 34% de área libre corresponde a una relación de caída de presión $\Delta P_d / \Delta P_I = 0,3$ y el 58% de área libre corresponde a una relación de caída de presión $\Delta P_d / \Delta P_I = 0,1$.

Después del análisis de este segundo experimento se puede definir los siguientes parámetros y recomendaciones para el diseño.

- Dado que la bibliografía establece como parámetro determinante de la calidad de la fluidización la relación caída de presión distribuidor-lecho esta se establece como parámetro de diseño y más no el área libre del distribuidor (Yang, 2003, p.167).
- La relación $\Delta P_d / \Delta P_I = 0,3$ se usará en el diseño del distribuidor.
- El distribuidor que se usará es de tipo placa perforada
- Si bien se ha observado que a mayor restricción que ofrece el distribuidor la distribución del gas mejora y favorece la fluidización burbujeante es importante tomar en cuenta que al aumentar la caída de presión en el distribuidor se aumenta la carga de presión en la salida del soplador y con ello aumenta la potencia requerida.

3.3 DETERMINACIÓN DE LOS VALORES LÍMITE DE VELOCIDAD DE AIRE EN LOS QUE EL SISTEMA PUEDE OPERAR

Las velocidades límite que definen el estado fluidizado son la velocidad mínima de fluidización y la velocidad terminal de las partículas, en los dos casos se determinó los valores experimentales y después mediante los resultados de la caracterización experimental de los granos se calculó los valores de velocidad teóricos, también se estableció una comparación entre valores experimentales y teóricos mediante el cálculo del porcentaje de error.

Adicionalmente se realizó un estudio de la variación de la velocidad mínima de fluidización con la humedad de los granos.

El presente experimento se llevó a cabo con una relación H_i/D_i igual a 1 y el distribuidor de 34% de área libre, puesto que estos parámetros resultaron ser los más favorables para el régimen burbujeante.

3.3.1 Determinación de la velocidad mínima de fluidización

Los valores de la velocidad mínima de fluidización de cada grano fueron obtenidos experimentalmente a través de la medida de la caída de presión en el lecho a diferentes velocidades del aire.

Se construyó la curva de caída de presión en el lecho versus la velocidad del aire, un ejemplo de la aplicación del método se muestra en las Figuras 3.8, 3.9 y 3.10, para maíz, soya y trigo respectivamente.

En estas figuras se puede observar que en la primera sección de la curva la caída de presión aumenta linealmente con el incremento de la velocidad del aire, esta sección corresponde al estado de lecho fijo, después la caída de

presión tiende a ser constante con el incremento de la velocidad del aire, esta sección corresponde al estado de lecho fluidizado.

Se halló las ecuaciones de las rectas que caracterizan los dos estados (lecho fijo y lecho fluidizado) y el punto de intersección se estableció como el valor de la velocidad mínima de fluidización.

En la Tabla 3.5 se tabula los valores de velocidad mínima de fluidización u_{mf} para las tres clases de granos en estudio

En las Figuras 3.8, 3.9 y 3.10 se ha mostrado uno de los tres repeticiones de este experimento, sin embargo los valores que se tabulan como velocidad mínima de fluidización es un valor promedio, los datos obtenidos y usados para determinar el resto de las curvas de caída de presión en función de la velocidad del aire se encuentran disponibles en el Anexo III.

Los valores promedio de velocidad mínima de fluidización hallados no difieren en gran magnitud de un grano a otro, esto facilita la selección de la capacidad del soplador ya que el rango de puntos de operación no deberá ser amplio.

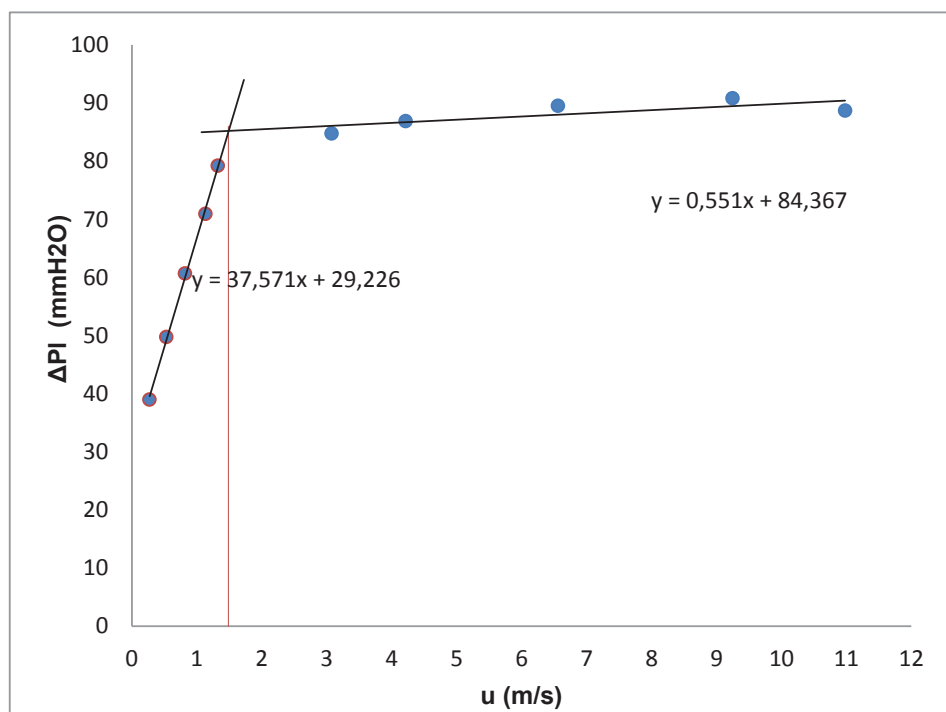
Se estableció el valor de 1,265 m/s como promedio de velocidad límite inferior del sistema, siendo este valor el promedio de las velocidades mínimas de fluidización de los tres granos.

Para obtener los valores teóricos de la velocidad mínima de fluidización fue necesario determinar experimentalmente las propiedades físicas de las partículas, en la Tabla 3.4 se muestran los resultados de la caracterización de los granos.

Los datos experimentales se encuentran disponibles en el Anexo I.

Tabla 3.4 Valores experimentales de las propiedades de las partículas

Propiedad		MAIZ	SOYA	TRIGO
Diámetro (mm)	mayor	10,3	7,5	6,4
	medio	8,9	7,3	3,1
	menor	6,3	5,7	3,2
Volumen (mm ³)		494,9 ± 21,5	394,4 ± 33,2	60,2 ± 2,4
Área superficial (mm ²)		786,2	174,4	52,8
Diámetro Equivalente (mm)		7,9 ± 0,1	7,3 ± 0,2	7,8 ± 0,1
Esfericidad		0,647	0,969	0,914
Densidad Real (kg/m ³)		1423,3 ± 6,1	1257 ± 5,3	1377 ± 8,9
Densidad Aparente (kg/m ³)		719,7 ± 20	761 ± 9	796 ± 26,2
Fracción de vacío lecho		0,49 ± 0,01	0,4 ± 0,01	0,42 ± 0,02

**Figura 3.8** Caída de presión a través del lecho en función de la velocidad del aire para un lecho conformado por granos de maíz

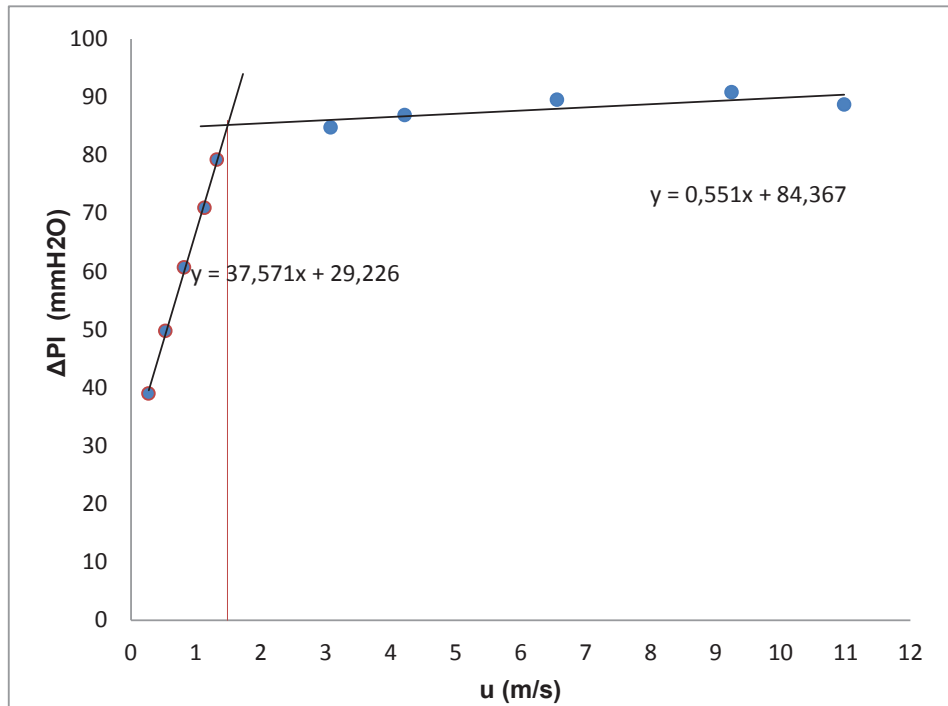


Figura 3.9 Caída de presión a través del lecho en función de la velocidad del aire para un lecho conformado

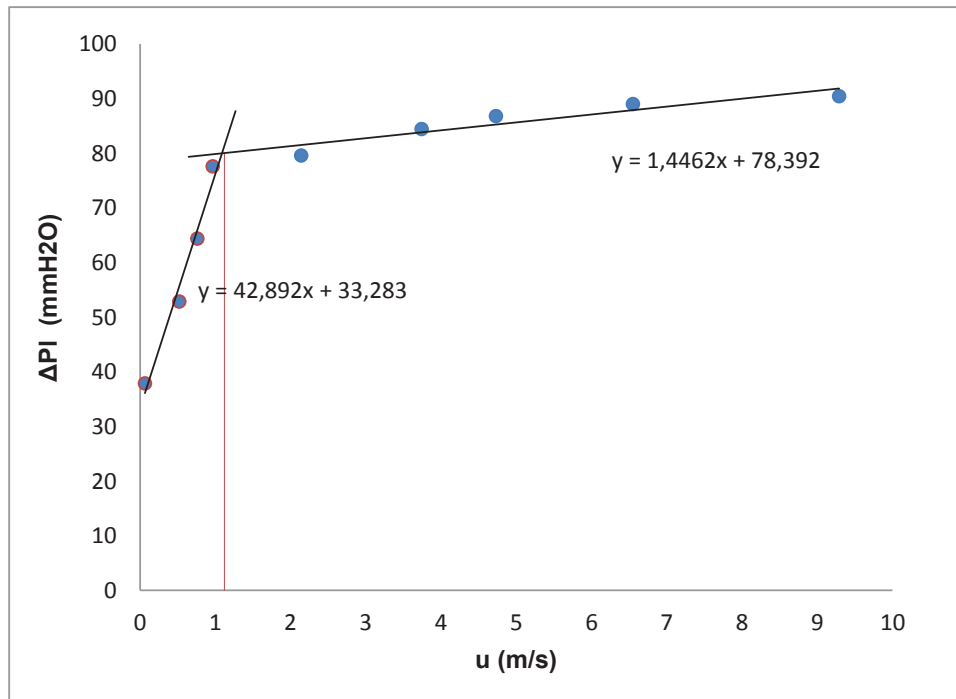


Figura 3.10 Caída de presión a través del lecho en función de la velocidad del aire para un lecho conformado por granos de soya

Con los valores de la caracterización de los granos y las propiedades del aire a condiciones ambientales mostradas en la Tabla 2.2 se determinó la velocidad mínima de fluidización teórica para cada grano mediante la Ecuación 1.15. Estos valores se muestran en la Tabla 3.5.

Tabla 3.5 Velocidad mínima de fluidización teórica y experimental de los granos

u_{mf}	MAIZ	SOYA	TRIGO	Un.
Teórica	2,06	1,41	1,34	m/s
Experimental	$1,4 \pm 0,09$	$1,19 \pm 0,13$	$1,21 \pm 0,10$	m/s
% Error	32	16	9	%

Experimental y teóricamente se obtuvo que los valores más altos de velocidad mínima de fluidización son del lecho conformado por granos de maíz, seguido por los de soya y finalmente los de trigo, estos resultados son coherentes con respecto a las propiedades de cada partícula puesto que el tamaño y la densidad más alta corresponden al maíz después a la soya y finalmente al trigo.

En todos los casos la velocidad mínima de fluidización teórica es mayor con respecto a las halladas experimentalmente, en el caso del maíz la velocidad teórica supera en 32% a la experimental, en el caso de la soya supera en un 16% y en el caso del trigo supera en 9%.

La porosidad o fracción de vacío que requiere la Ecuación de Ergun es aquella medida en el estado de fluidización incipiente o mínimo de fluidización, pero debido a la complejidad de su medida se utiliza la fracción de vacío del lecho empacado, que resulta ser menor al correspondiente en estado mínimo de fluidización, esto repercute en el cálculo de la velocidad mínima de fluidización de tal manera que la velocidad resulta más alta cuanto más bajo es el factor fracción de vacío. En otras palabras el uso de la fracción de vacío de lecho fijo resulta en un sobredimensionamiento en el valor de la velocidad mínima de fluidización.

Barreira (2007), realizó la caracterización hidrodinámica de un lecho de partículas de clasificación Geldart D y encontró igualmente que el error entre la velocidad mínima de fluidización experimental y teórica está en un rango del 15% al 8% (p.89). Entonces en el caso de la soya y el trigo el error entre el valor teórico y experimental se encuentra dentro del rango obtenido en otras experimentaciones y que se puede considerar aceptable, mientras que el maíz presenta un error más alto.

Por otro lado Condorhuamán (2002), estudio la pérdida de carga en un lecho surtidor y concluyó que es posible relacionarla con la velocidad del aire hasta antes de alcanzar el efecto surtidor (p.22). Como se indicó anteriormente el maíz no posee un régimen burbujeante, sino más bien después de alcanzar la velocidad mínima de fluidización presenta un régimen turbulento y con presencia de efecto surtidor propio de su clasificación Geldart, esto produce que la descompactación del lecho sea abrupto y la medida de la caída de presión tanto como la velocidad del aire presente grandes variaciones y no sea posible relacionar correctamente estos parámetros, tal como Condorhuamán (2002), encontró en su estudio, por ello el porcentaje de error es alto entre el valor teórico y experimental de la velocidad mínima de fluidización del maíz.

Es importante mencionar que las desviaciones entre los valores experimentales y teóricos de velocidad mínima de fluidización en este caso no representan un factor crítico en el diseño del sistema ya que al usar la velocidad mínima de fluidización teórica se está incurriendo en un sobredimensionamiento lo que asegura la capacidad del soplador en cuanto a flujo de aire

Para las partículas de clasificación D se cumple que la velocidad mínima de fluidización es igual o cercana a la mínima de burbujeo (Levenspiel y Kunni, 1991, p.79). Como se puede observar en las Figuras 3.2, 3.3, 3.4, 3.5, 3.6 y 3.7 las fluctuaciones de presión medidas justo en la velocidad mínima de fluidización son bajas, lo que indica que el burbujeo ha iniciado pero es mínimo esto es correspondiente con la base teórica presentada, lo expuesto constituye la razón por la cual las curvas en las Figura 3.8, 3.9 y 3.10 no es continua, ya

que la presencia de las burbujas no permiten una expansión del lecho suave, sino más bien un rompimiento abrupto de este.

La tendencia a disminuir la caída de presión en el lecho con el aumento de la velocidad del aire al final de las curvas en las Figura 3.8, 3.9 y 3.10 muestra que estos lechos fluidizados presentan una operación con efecto surtidor (Baker, 1997, p.66). Este resultado es coherente con las características de la clasificación D Geldart de este tipo de partículas, por lo que es necesario prever las recomendaciones teóricas para diseño y operación de lechos de este tipo.

3.3.2 Variación de la velocidad mínima de fluidización con la humedad

El rango de humedades que se probó corresponden a las recomendadas para la cosecha y almacenamiento de los granos estudiados

Se puede observar que existe un decremento en el valor de la velocidad mínima de fluidización conforme la humedad del grano baja, esto se debe principalmente a la disminución de la densidad y del tamaño de las partículas producto de la pérdida de humedad.

Debido a que el rango de humedades probadas es corto la variación de la velocidad mínima de fluidización es muy baja y lineal, como muestra la Figura 3.11, por ello es recomendable que se realice una experimentación en donde se contemple valores de humedad mayores y menores a los estudiados.

De estos resultados se puede decir que el cambio en el valor de la velocidad mínima de fluidización en el rango de humedades de operación en el secado de granos de maíz soya y trigo no generará grandes cambios en el punto de operación del soplador, pero al existir una variación en la velocidad mínima de fluidización es recomendable prever un elemento de control de velocidad del aire, este puede ser una válvula manual que permita regular el flujo.

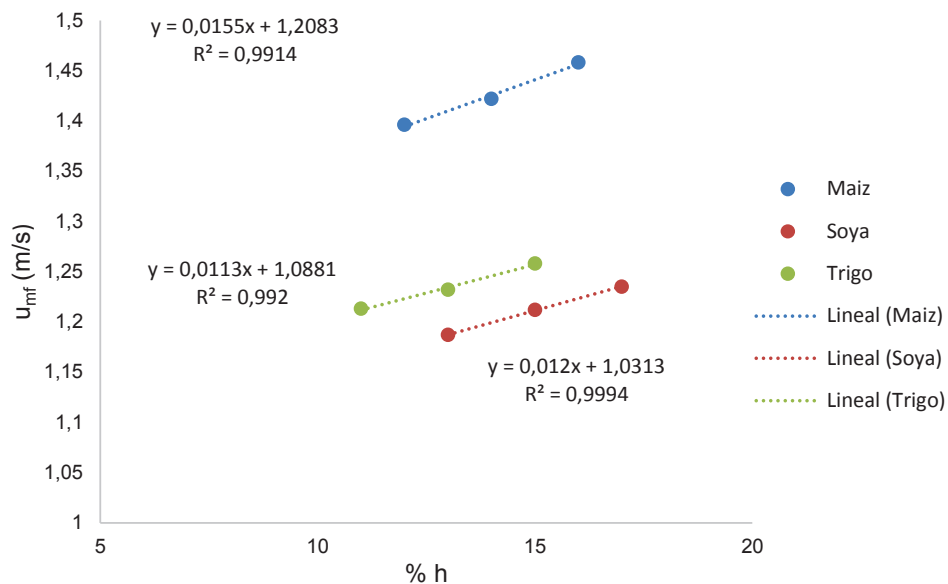


Figura 3.11 Velocidad mínima de fluidización experimental en función de la humedad de las partículas

3.3.3 Determinación de la velocidad terminal

La velocidad terminal de los granos representan el límite superior de operación de un lecho fluidizado.

La velocidad terminal experimental de los granos se halló mediante inspección visual, es decir se estableció como velocidad terminal a la velocidad del aire en donde los granos empezaron a ser arrastrados por la corriente de aire.

En la Tabla 3.7 se presentan los valores hallados.

Los valores promedio de velocidad terminal son diferentes de un grano a otro por lo que se determinó el valor de 9,511 m/s como promedio de velocidad límite superior del sistema.

Para determinar la velocidad terminal teórica de los granos se usó la curva de la Figura 1.5, esta se encuentra en función de dos parámetros

adimensionales, u^* y dp^* , estos parámetros a su vez se encuentran en función de: la densidad y la viscosidad del aire, estos parámetros fueron tomados a condiciones ambientales y se muestran en la Tabla 2.2, además también dependen del diámetro equivalente y la densidad de los granos, estos valores se tomaron de la caracterización de los granos y se encuentran en la Tabla 3.4. A continuación en la Tabla 3.6, se muestran los valores de u^* y dp^* obtenidos para las tres clases de grano y en la Tabla 3.7 se muestran los valores de velocidad terminal teórica.

Tabla 3.6 Diámetros y velocidades adimensionales para el cálculo de la velocidad terminal de los granos

Parámetro	MAIZ	SOYA	TRIGO
dp^*	285,94	183,81	140,15
u^*	11	20,5	12

Tabla 3.7 Velocidad terminal teórica y experimental de los granos

u_t	MAIZ	SOYA	TRIGO	Un.
Teórica	6,3	11,34	6,77	m/s
Experimental	$8,13 \pm 0,35$	$11,70 \pm 1,18$	$8,70 \pm 0,70$	m/s
% Error	22	3	22	%

Los valores experimentales obtenidos son mayores que los valores teóricos calculados en los tres tipos de granos estudiados, en el caso del maíz y del trigo se encuentra una desviación del 22 % y en el caso de la soya la desviación es del 3%.

Como se había mencionado anteriormente cuando la velocidad del aire supera dos veces la velocidad mínima de fluidización en el caso de la soya y el trigo se encuentran en régimen agitado/turbulento, mientras que el maíz, desde el inicio de la fluidización ya se encuentra dentro de este régimen. Siendo la velocidad terminal mayor a dos veces la velocidad mínima de fluidización es probable que los tres sistemas fluidizados se encuentren dentro del régimen agitado, en donde existe canalizaciones, recirculación de sólidos y efecto surtidor lo que genera que la toma de la medida de velocidad presente picos

que distorsionan el valor promedio de este valor, lo cual representa la justificación del porcentaje de error que existe entre los valores de velocidad terminal calculados y medidos.

De acuerdo con estos resultados es necesario tomar un cierto factor de sobredimensionamiento al establecer el límite superior de velocidad de operación si se usan ecuaciones, puesto que los valores teóricos resultan ser menores a los obtenidos experimentalmente.

En este punto es importante hacer énfasis en la siguiente observación realizada durante la experimentación:

Como producto de la agitación del lecho de granos, se produce la atrición de los granos y estos a la vez representan la presencia de finos, como se puede observar en la Figura 3.12, estas partículas alcanzan la velocidad terminal antes que el resto, de tal manera que se debe prever un sistema de recuperación de estas partículas.

3.4 DIMENSIONAMIENTO Y ESTIMACIÓN DEL COSTO DE INSTALACIÓN DE UN SISTEMA DE FLUIDIZACIÓN POR LOTES DE AL MENOS 1 350 kg/MES DE CAPACIDAD

Con las siguientes consideraciones realizadas: 20 días de operación mensual y 2 lotes diarios, se estableció como capacidad del sistema 30 kg por lote.

Antes de iniciar el diseño del sistema fue necesario determinar cuál es la clasificación de las partículas que se fluidizarán con el fin de anticipar el tipo y las características de fluidización que estas pueden presentar y de esta manera prever correctamente todos los componentes del diseño.



Figura 3.12 Partículas finas acumuladas en la malla de salida del equipo de prueba

En la Figura 3.13 se muestra el mapa de clasificación Geldart. Para determinar la clasificación a la que pertenece una partícula es necesario ubicar el tamaño de esta y la diferencia de densidad entre la partícula y el gas.

En la Tabla 3.8 se muestran estos parámetros para los tres casos de estudio.

Tabla 3.8 Diferencia de densidades y tamaños de partícula

Parámetro	MAIZ	SOYA	TRIGO	Unidad
$\rho_p - \rho_g$	1,42	1,26	1,38	g/cm^3
d_p	7910	7333	7750	μm

La densidad del aire es a condiciones ambientales y el valor se encuentra en la Tabla 2.2, la densidad de las partículas son las resultantes de la caracterización de los granos y los valores se encuentran en la Tabla 3.4.

Se puede observar que la región marcada en la Figura 3.13 se encuentra dentro del Grupo D de la Clasificación Geldart.

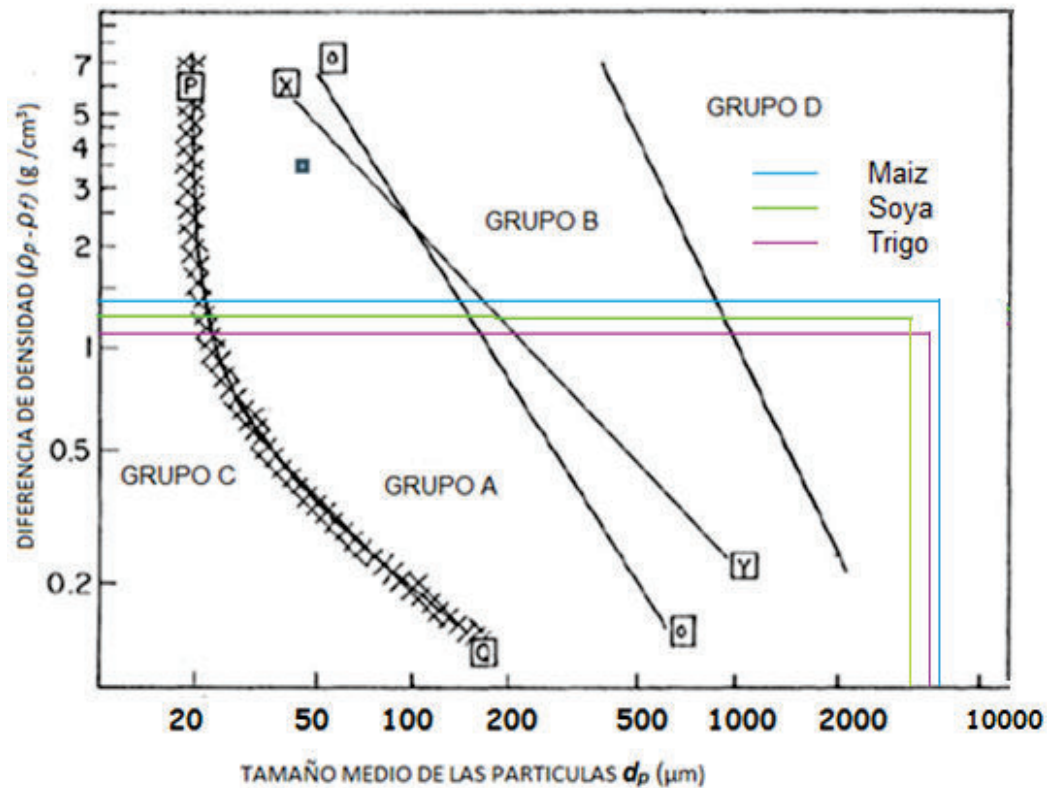


Figura 3.13 Ubicación del sistema en la clasificación Geldart de las partículas

Los factores más importantes que se deben tomar en cuenta cuando se opera con partículas de clasificación D es que el lecho tiende a operar con efecto surtidor y que el mezclado de sólidos es pobre.

Otro factor importante que se determinó previo al diseño, es el régimen de fluidización en la que las partículas pueden operar. En la Figura 3.14 se muestra el mapa de regímenes de fluidización, este mapa requiere del cálculo de los valores de tamaño de partícula y velocidad del gas adimensionales (d_p^* y u^*), estos fueron calculados con las ecuaciones que se muestran en la Figura 1.6, los resultados se muestran en la Tabla 3.9.

Tabla 3.9 Diámetro y velocidad para el ubicación de régimen de fluidización

Parámetro	MAIZ	SOYA	TRIGO
dp*	285,94	183,81	140,15
u*	1,45	1,40	1,43

El rango de velocidad de operación fue definido como parte de los resultados del primer y segundo objetivo, este rango corresponde a velocidades entre uno y dos veces la velocidad mínima de fluidización.

La Figura 3.14 muestra que el sistema a velocidades que van desde la mínima de fluidización hasta dos veces la misma operará en el régimen de fluidización mínima con presencia de "efecto surtidor" tal como se había previsto mediante la clasificación Geldart.

Debido a los puntos muerto generados cuando se tiene un lecho con efecto de surtidor, mantener este tipo de sistemas totalmente fluidizado requiere de grandes masas de aire, por lo que resulta en ciertos casos conveniente operar con sistemas tipo "lecho surtidor" en donde el lecho no se encuentra fluidizado como tal, sin embargo el diseño favorece la circulación de sólidos sin mucho requerimiento de aire (Kuny, Levenspiel, 1991, p.79).

Debido a que el equipo será usado con fines experimentales es conveniente que este tenga la versatilidad para operar como lecho surtidor y como lecho fluidizado.

Como se había mencionado en el capítulo 1, los elementos necesarios para la operación de un sistema fluidizado dependen de la aplicación. Para los fines de este proyecto se realizó el dimensionamiento de los elementos básicos de un equipo de fluidización (Perry y Chilton, 1997, p.17-5; Yang, 2003, p.64).

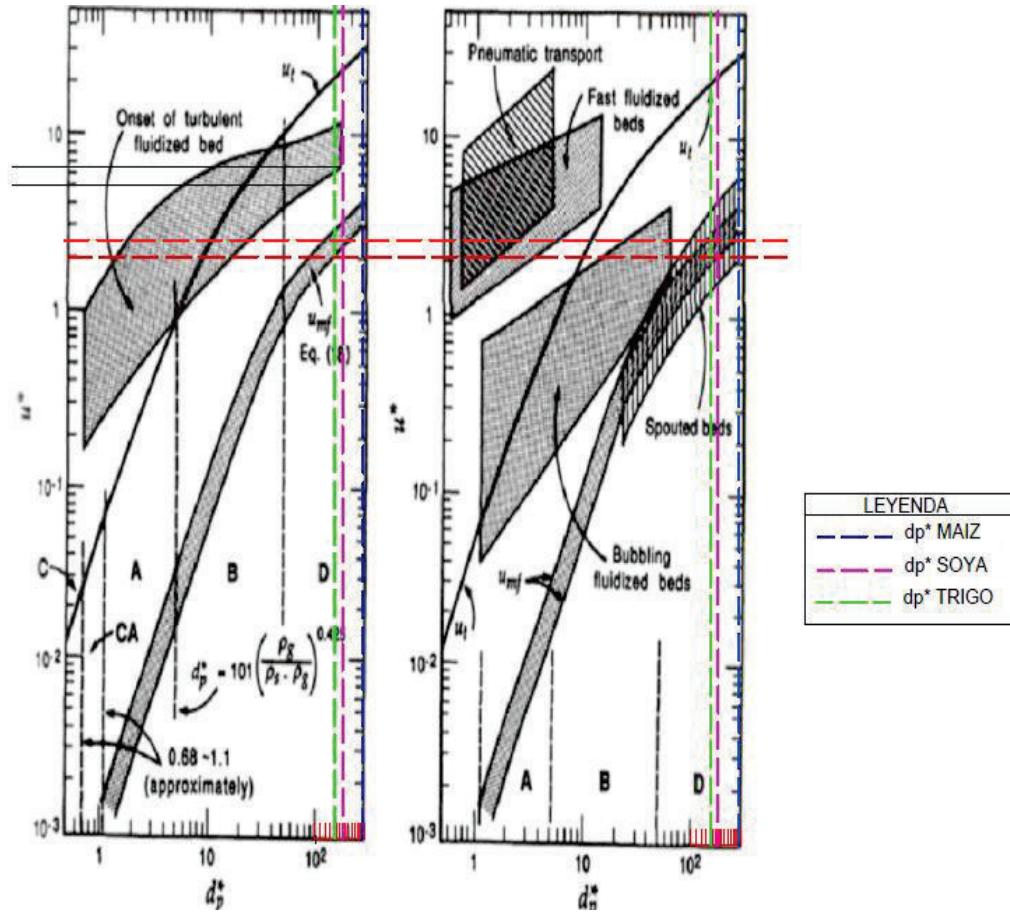


Figura 3.14 Ubicación del sistema en el mapa de regímenes de fluidización

3.4.1 DIMENSIONAMIENTO DE LA COLUMNA

El dimensionamiento de la columna comprende la determinación de la altura total y el diámetro del recipiente de fluidización.

La altura total de la columna comprende tres secciones: lecho fijo, altura para expansión de lecho y altura para transporte libre por arrastre de partículas (TDH).

En la Tabla 3.10 se muestra los resultados del cálculo de la altura de lecho fijo y del diámetro de la columna.

Tabla 3.10 Resultados del cálculo de la altura de lecho fijo y diámetro de la columna

Parámetro	Valor			Unidad
	MAIZ	SOYA	TRIGO	
Volumen aparente (V_a)	0,042	0,039	0,038	m^3
Altura de lecho fijo (H_{lfijo})	0,376	0,369	0,363	m
Diámetro interno de la columna (D)	0,376	0,369	0,363	m

Normalmente en aplicaciones como el secado y la gasificación se usa el flujo volumétrico necesario para hallar el área transversal de la columna, sin embargo en este caso como no se ha definido un flujo mínimo o máximo y dado que se trata de un proceso por lotes, el área transversal fue calculada de acuerdo a la relación H_l/D_l determinada en la fase experimental (Perry y Chilton, 1997, p.17-5).

El volumen aparente del lecho (V_a) se calculó mediante la relación de la carga establecida como base de diseño (30 kg) con respecto a la densidad aparente de las partículas obtenidas experimentalmente y que se muestran en la Tabla 3.4.

Mediante la relación geométrica correspondiente al volumen de un cilindro y considerando que la relación H_l/D_l es igual a 1 se obtuvo la altura de lecho fijo (H_{lfijo}) y el diámetro (D) de la columna en los tres escenarios correspondientes a los tres tipos de granos. Se determinó que en promedio los valores de altura de lecho fijo y diámetro de columna es 0,4 m ambos.

Adicional a la altura de lecho fijo se debe considerar la altura de expansión del lecho (H_e).

Experimentalmente se midió la altura de lecho fijo (H_{11}) y la altura del lecho cuando se opera a dos veces la velocidad mínima de fluidización (H_{12}), la porosidad en el punto uno es la porosidad de lecho fijo, ϵ_2 , que se muestra en la Tabla 3.4 y mediante la ecuación 2.7 se calculó ϵ_2 , este parámetro se utilizó para el cálculo de la altura de expansión del lecho para los valores de diseño.

En la Tabla 3.11 se muestran los resultados del cálculo de dicha porosidad.

Tabla 3.11 Porosidad del lecho a velocidad del gas equivalente a dos veces la velocidad mínima de fluidización

Parámetro		MAIZ	SOYA	TRIGO	Un.	Ec.
Altura de lecho 1	H_{11}	0,14	0,14	0,14	m	Experimental
Altura de lecho 2	H_{12}	0,22±0,03	0,25±0,05	0,22±0,03	m	Experimental
Porosidad 1	ϵ_1	0,49	0,4	0,42	m	Experimental
Porosidad 2	ϵ_2	0,68	0,66	0,63	m	Ec. 2.7

Con la porosidad hallada, la altura de lecho fijo de diseño y su correspondiente porosidad experimental se calculó la altura por expansión del lecho correspondiente a una velocidad de operación de dos veces la velocidad mínima de fluidización, usando la ecuación 2.7. Los resultados se tabularon en la Tabla 3.12.

Finalmente la altura de la columna se completa con la determinación del espacio de separación para el transporte libre por arrastre de partículas (TDH). Por encima de esta altura se coloca la salida de los gases de escape más las partículas que alcanzan la velocidad terminal hacia el ciclón.

Este valor se estimó mediante el diagrama Velocidad del Gas-TDH que se presenta a continuación en la Figura 3.15 (Perry y Chilton, 1997 p.17-7). En la Tabla 3.12 se tabula los valores obtenidos de los espacios que conforman la columna de fluidización, en donde se puede observar que en promedio la

altura de la columna es de aproximadamente 3 m en los tres escenarios analizados.

La altura de la columna fue calculada bajo la premisa de que la relación H_i/D_i es igual a uno, lo que corresponde a un lecho superficial, sin embargo si se requiere operar con un lecho profundo ($H_i/D_i > 1$), poco recomendado por la generación de fluidización intermitente (slugging), la columna cuenta con el espacio suficiente para este fin.

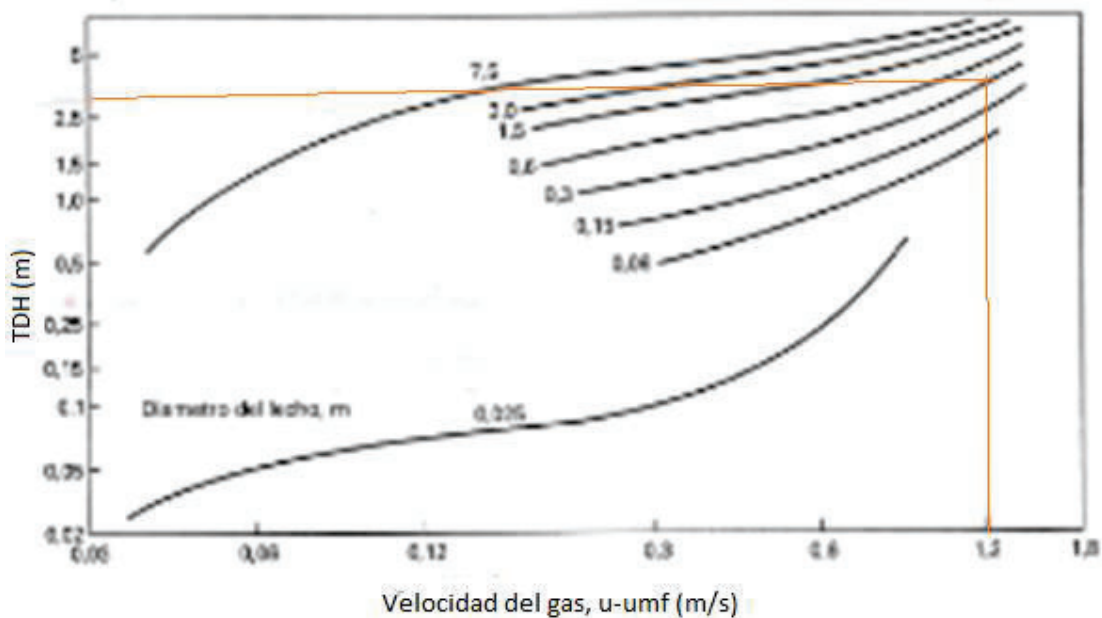


Figura 3.15 Ubicación del sistema en la curva de velocidad del gas vs TDH

Tabla 3.12 Resultados del cálculo de la altura total de la columna

Secciones de la columna		MAIZ	SOYA	TRIGO	Un.	Ecuación
Altura de lecho fijo	H_{fijo}	0,38	0,37	0,36	m	Ec. 2.5
Altura por expansión	H_e	0,21	0,29	0,21	m	Ec. 2.7
Espacio de separación	TDH	2,50	2,50	2,50	m	Fig. 3.15
Altura Total	H_{total}	3,09	3,15	3,07	m	Ec. 2.6

3.4.2 DIMENSIONAMIENTO DEL DISTRIBUIDOR

El tipo de distribuidor que se diseñó (placa perforada) es el mismo que se usó en la fase de experimentación en donde se determinó que la caída de presión que debe ofrecer el distribuidor es de 0,3 veces la caída de presión a través del lecho.

La caída de presión del lecho de diseño se determinó a través de la ecuación 1.13 usando la caracterización experimental de las partículas.

Como los tres tipos de partículas (maíz, soya y trigo) generan caídas de presión a través del lecho similares se usó un promedio de estas.

El coeficiente de descarga se halló en función del número de Reynolds usando la Tabla 2.3 presentada en el capítulo 2.

La velocidad de orificio y la longitud de paso se calculó con las Ecuaciones 2.10 y 2.11 respectivamente.

Las velocidades límites del aire son la velocidad mínima de fluidización y la velocidad terminal, sin embargo en los resultados de la experimentación se encontró que el sistema presenta un cambio de régimen de burbujeante a agitado cuando se excede dos veces la velocidad mínima de fluidización por esto se estableció este rango de velocidad como el de operación normal.

En la Tabla 3.13 se resumen los resultados del cálculo del diseño del distribuidor, en donde los parámetros de diseño fueron $H_i/D_i = 1$, $u_{op} = 2u_{mf}$ y $\Delta P_d/\Delta P_l = 0,3$.

El diámetro efectivo del distribuidor debe ser el mismo que el de la columna de fluidización, es decir 0,4 m.

Durante la operación se pueden presentar algunos casos en donde se deba cambiar las condiciones para las que el distribuidor ha sido diseñado y que en consecuencia la relación $\Delta P_d/\Delta P_l = 0,3$ es alterada, se analizaron los siguientes casos:

- Variación de la altura del lecho.
- Variación de la velocidad del aire.

Tabla 3.13 Resultados del cálculo del diseño del distribuidor

Parámetro	Valor	Unidad	Ecuación
Relación de caída de presión ($\Delta P_d/\Delta P_l$)	0,30		Experimental
Delta P del lecho (ΔP_l)	2,79	kPa	Experimental
Delta P del distribuidor (ΔP_d)	0,84	kPa	Calculado
Numero de Reynolds (Re)	59627		Ec. 2.9
Coefficiente de descarga de orificio (Cd)	0,60		Tabla 2.4
Velocidad de orificio (uo)	22,80	m/s	Ec. 2.8
Diámetro de orificio (do)	4	mm	
No de orificios por superficie (No)	8831	uni/m ²	Ec. 2.10
No de orificios	980		
Paso triangular	11,44	mm	Ec. 2.11
Paso rectangular	10,64	mm	Ec. 2.11

En la Tabla 3.14 se muestra como varia la relación $\Delta P_d/\Delta P_l$ cuando se varia la relación H_l/D_l de operación.

Tabla 3.14 Variación de la relación $\Delta P_d/\Delta P_l$ con respecto a la variación de la relación H_l/D_l

H_l/D_l	0,3	0,5	1	1,2	1,4
$\Delta P_d/\Delta P_l$	1	0,6	0,3	0,25	0,21

Se puede observar que si se disminuye la relación H_l/D_l la relación $\Delta P_d/\Delta P_l$ incrementa y viceversa, se había establecido el criterio de que mientras mayor sea la relación $\Delta P_d/\Delta P_l$ se favorece la acción de las burbujas en el régimen burbujeante, de tal manera que se puede decir que si la operación se da con relaciones H_l/D_l bajas no se está afectando la calidad de la fluidización. Por

otro lado se puede observar que en valores de H_1/D_1 mayores a 1,2 la relación $\Delta P_d/\Delta P_1$ disminuye por debajo de lo establecido ($\Delta P_d/\Delta P_1=0,3$), en este caso se debe fijar como límite de operación el valor de $H_1/D_1 =1,2$.

En la Tabla 3.15 se muestra como varia la relación $\Delta P_d/\Delta P_1$ cuando se varía la velocidad de operación del aire.

Tabla 3.15 Variación de la relación $\Delta P_d/\Delta P_1$ con respecto a la variación de la velocidad del aire

Uop	Umf	2Umf	3Umf
$\Delta P_d/\Delta P_1$	0,075	0,3	0,68

Si se disminuye la velocidad de operación del aire, la relación $\Delta P_d/\Delta P_1$ disminuye y viceversa. Cuando se opera con una velocidad igual a la mínima de fluidización la relación $\Delta P_d/\Delta P_1$ cae más del 50% del valor establecido, en este caso si se ve afectada la calidad de la fluidización puesto que el distribuidor no ofrece la restricción recomendada.

En el caso de aumento de velocidad del gas, la relación $\Delta P_d/\Delta P_1$ incrementa y favorece la calidad de la fluidización por lo que no existe restricción al usar el mismo distribuidor.

En la Tabla 3.16 se resume los cálculos para el segundo distribuidor.

Tabla 3.16 Resultados del diseño del distribuidor de aire para baja velocidad

Parámetro	Valor	Unidad	Ecuación
Relación de caída de presión ($\Delta P_d/\Delta P_1$)	0,300		Experimental
Delta P del lecho (ΔP_1)	2,792	kPa	Experimental
Delta P del distribuidor (ΔP_d)	0,838	kPa	Calculado
Numero de Reynolds (Re)	59627,930		Ec. 2.9
Coefficiente de descarga de orificio (Cd)	0,600		Tabla 2.4
Velocidad de orificio (uo)	22,802	m/s	Ec. 2.8
Diámetro de orificio (do)	4,000	mm	
No de orificios por superficie (No)	4415,492	uni/m ²	Ec. 2.10
No de orificios	489,781		
Paso triangular	16,171	Mm	Ec. 2.11
Paso rectangular	15,049	Mm	Ec. 2.11

3.4.3 DIMENSIONAMIENTO DEL CICLÓN

El tamaño y concentración de las partículas arrastradas por la corriente del gas son desconocidas, por esta razón el diseño del ciclón se realizó en base de la velocidad de entrada del gas al mismo. Para ciclones convencionales, las relaciones entre sus dimensiones se presentaron en la Tabla 1.2 y se tomaron específicamente el tipo Paterson, puesto que con este tipo se obtiene el menor diámetro del ciclón lo cual incrementa su eficiencia (Echeverry, 2006, p.133).

Los resultados obtenidos se presentan a continuación en la Tabla 3.17.

Tabla 3.17 Resultados del cálculo de las dimensiones del ciclón

Parámetro		Valor	Unidad
Diámetro del ciclón	Dc/Dc	0,36	m
Altura de entrada	a/Dc	0,18	m
Ancho de entrada	b/Dc	0,09	m
Altura de salida	S/Dc	0,22	m
Diámetro de salida	Ds/Dc	0,18	m
Altura parte cilíndrica	h/Dc	0,72	m
Altura parte cónica	z/Dc	0,72	m
Altura total del ciclón	H/Dc	1,43	m
Diámetro de salida partículas	B/Dc	0,09	m
Numero de cabeza de velocidad	NH	8	-

La caída de presión del aire a través del ciclón se calculó con la ecuación 1.18. En la Tabla 3.18 se resumen los resultados obtenidos. Se evaluó también la caída de presión cuando la velocidad de operación sea igual a la velocidad terminal, para prever el requerimiento de potencia del soplador, a pesar de que no sea un punto de operación adecuado.

Tabla 3.18 Resultados del cálculo caída de presión a través del ciclón

Parámetro	Valor	Unidad	Ecuación
No de cabezas de velocidad a la entrada del ciclón (NH)	8	-	Tabla3.20
Caída de Presión a $u = 2u_{mf}$ (ΔP_c)	0,030	KPa	Ec. 1.18
Caída de Presión $u = u_t$ (ΔP_c)	0,419	KPa	Ec. 1.18

3.4.4 REQUERIMIENTO DE POTENCIA DEL SOPLADOR

El requerimiento de potencia del soplador se determinó en función de las pérdidas de carga que este debe vencer a la velocidad de diseño del aire. En la Tabla 3.19 se tabulan los resultados del cálculo.

Este cálculo se realizó también para una velocidad del aire equivalente a la velocidad terminal de las partículas, que aunque no es un punto de operación normal se preveió que el soplador tenga capacidad para este caso.

La eficiencia del motor se estimó en función de la capacidad de flujo en cada caso, mediante las curvas de eficiencia típicas que se encuentran en el Anexo IV (Branan,2005, p.131).

Se puede observar que la potencia necesaria para operar a la velocidad terminal de las partículas resulta cuatro veces más que la necesaria para operar a la velocidad recomendada.

Tabla 3.19 Resultados del cálculo de la potencia del soplador

Parámetro	Valor		Unidad	Ecuación
	$u=2u_m$ f	$u=u_t$		
Presión de entrada (P1)	0,00	0,00	KPag	
Caida de presión en el lecho (ΔP_l)	3,91	3,91	KPad	Ec. 1.13
Caida de presión en el distribuidor (ΔP_d)	0,84	0,93	KPad	
Caida de presión en el ciclón (ΔP_c)	0,03	0,42	KPad	Ec. 1.18
Presión de salida (P2)	4,78	5,25	KPad	
Flujo (V)	0,28	1,05	m ³ /s	
Exponente adiabático (Y)	1,40	1,40		
Potencia Calculada (W1)	1,30	5,38	kW	Ec. 1.21
Potencia Real ($\eta_1=0,65$) ($\eta_2=0,7$) (W2)	2 (2,68)	7,8 (10,46)	kW (HP)	Ec. 1.22

3.4.5 COSTO DE INSTALACIÓN

El costo de instalación total del equipo básico se estimó mediante dos rubros: el costo de adquisición del equipo y el costo por su instalación.

El costo de adquisición de los equipos se obtuvo mediante proformas provistas por proveedores locales. Estas se encuentran disponibles en el Anexo V.

El costo de instalación se estimó mediante relaciones empíricas disponibles en la teoría, que dependen de la capacidad del equipo. Para la columna y el ciclón y el soplador en función del tipo de equipo se determinó mediante las Ecuaciones [2.12] y [2.13] respectivamente.

En la Tabla 3.20 se resume los resultados, tanto de los costos de adquisición como de instalación.

Se puede observar que el rubro más alto corresponde a la columna de fluidización, que representa el 51% del total, seguido del soplador con el 29% y finalmente el ciclón que representa el 20%.

Adicionalmente se incluyó el costo de instalación de un soplador de 7,5 HP que permita llegar a velocidades del aire correspondientes a la terminal, estos valores se encuentran en la Tabla 3.20 en color azul.

Aunque se sabe que el rango de operación normal será hasta dos veces la velocidad mínima de fluidización para lo cual un soplador de 2 HP es suficiente, esta estimación se realizó con el fin de cuantificar el incremento del costo cuando se quiere operar a altas velocidades y se obtuvo que el costo incrementa de \$ 8 150 a \$ 11 708, lo que representa un incremento del 30%.

De esto se puede concluir que es necesario definir el rango de operación del aire para no incurrir en inversiones innecesarias.

Tabla 3.20 Costos de adquisición de equipos principales

Equipo	Características	Costo de adquisición	Costo de instalación	Costo Total	% del costo
Columna de fluidización	Diámetro: 400 mm Altura: 3000 mm Volumen: 0,377 m ³ (99,6 gal) Material: Acero Inox. Espesor: 1,5 mm	\$2 408	\$1 767	\$ 4 175	51
Distribuidor	Diámetro: 400 mm Material: Acero al Carbón Espesor: 1,5 mm				
Ciclón	Diámetro: 360 mm Altura: 1600 mm Volumen: 0,163 m ³ (43,06 gal) Material: Acero Inox. Espesor: 1,5 mm	\$750	\$888	\$ 1 638	20
Soplador	Caudal Máximo: 0,88 m ³ /s Potencia: 3 HP 1700 rpm	\$1 223	\$1 123	\$ 2 346	29
Soplador *	Caudal Máximo: 1,21 m ³ /s Potencia: 10,5 HP 3500 rpm	\$ 2 662	\$ 3 233	\$ 5 895	-
Costo total		\$ 4 381	\$ 3 778	\$ 8 150	100
		\$ 5 820	\$ 5 888	\$ 11 708	

4 CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

CONCLUSIONES

- El incremento de la altura del lecho de granos favoreció el régimen de fluidización burbujeante.
- En los casos de soya y trigo se evidenció un cambio de régimen de fluidización de burbujeante a turbulenta al superar dos veces la velocidad mínima de fluidización, mientras que en el maíz no se evidencio ningún cambio de régimen.
- El aumento de resistencia al flujo de aire mediante el decremento del área libre del distribuidor favoreció el régimen de fluidización burbujeante. Además se comprobó que el tipo de distribuidor malla o placa perforada no influye en la acción de las burbujas.
- Los valores promedio de velocidad mínima de fluidización no difirieron en gran magnitud de un grano a otro por lo que se determinó el valor de 1,265 m/s como promedio de velocidad límite inferior del sistema. El valor teórico resulto ser mayor que el experimental en los tres granos estudiados, el porcentaje de error entre estos valores fueron distintos de acuerdo al grano así; se obtuvo un error de 34% para el maíz, 16% para la soya y 9% para el trigo.
- Los valores promedio de velocidad terminal no difirieron en gran magnitud de un grano a otro por lo que se determinó el valor de 9,511 m/s como promedio de velocidad límite superior del sistema. El valor teórico resultó ser menor que el experimental en los tres granos estudiados, el porcentaje de error entre estos valores fueron distintos de acuerdo al grano así; se obtuvo un error de 22% para el maíz y el trigo y 3% para la soya.

- El cambio de humedad de los granos en el rango de humedad de cosecha y almacenamiento generó una variación lineal en la velocidad mínima de fluidización. Los granos húmedos presentaron una velocidad mínima de fluidización mayor a los secos.
- Los tres tipos de grano estudiados de acuerdo con su tamaño y densidad fueron clasificados en el grupo D de la clasificación Geldart y experimentalmente presentaron comportamientos fluido-dinámicos propios de su clasificación. El tipo de curva velocidad del gas versus caída de presión evidenció la presencia de efecto surtidor propio del grupo D.
- El sistema de fluidización para 1 350 kg mensuales de granos diseñado tiene las siguientes características básicas: columna de fluidización de 0,40 m de diámetro y 3 m de altura total; un ciclón convencional de 0,40 m de altura total, 1,60 m de altura, tres distribuidores de aire tipo placa perforada y un soplador de 2,7 kW. El costo de instalación de dicho sistema es aproximadamente 8 150.

4.2 RECOMENDACIONES

- Se recomienda realizar un estudio de las fluctuaciones de presión en lechos con relación H_i/D_i mayores a uno, que permita realizar una comparación entre un lecho superficial y uno profundo.
- Se recomienda efectuar una experimentación en donde se contemple valores de humedad mayores y menores a los estudiados para comprobar o descartar que el cambio de los valores de velocidad mínima de fluidización en función de la humedad es lineal.
- Se recomienda hacer un estudio de esfuerzos para la correcta instalación de la columna de fluidización, puesto que no se tienen relaciones de esbeltez mecánica favorables para su estabilidad.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

1. Anderson, B., Clump, C., Foust, A., Maus, L. y Wenzel, L. (2006). *Principios de Operaciones Unitarias*. (1era Edición). México DF, México: Compañía Editorial Continental.
2. Baker, C. (1997). *Industrial Drying of Foods*. (1era Edición). Londres,UK : Blackie Academic & Professional
3. Barreira, V. (2007). *Estudio Hidrodinámico de un Lecho Fluidizado*. (Proyecto de fin de carrera previo a la obtención del título de Ingeniero Industrial). Universidad Carlos III De Madrid, Madrid, España.
4. Bermeo, A. (2010). *Plan de Mejoramiento de las Operaciones Pos cosecha y Sistema de Secado de arroz en el cantón Ventanas en la provincia de Los Ríos*. (Tesis Previa a la obtención del título de Ingeniero Agroindustrial). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
5. Bizmark, N. y Mostoufi, N. (2011). Fluidized Bed Drying. *Drying of Foods, Vegetables and Fruits*, 3(4) , 63-88.
6. Branan, C.(2005). *Rules of Thumb for Chemical Engineers*.(4ta Edición).Oxford, Estados Unidos: Elsevier.
7. Chilton, C. y Perry R. (1997). *Perry's Chemical Engineers Handbook*. (7ma Edición).New York, Estados Unidos: McGraw Hill.
8. Condorhuamán, C. (2002). Secado de Granos I: Pérdida de Presión en lecho Surtidor. *Revista Peruana de Ingeniería Química*, 5(1), 16-22.

9. Czuchajowska, C., Lai, F., Martin, C. y Pomeranz, Y.(1984). *Determination of Corn Hardness by the Stenvert Hardness Tester*.62(2),108-112
10. De la Vara,R. y Gutierrez, H.(2008). *Análisis y Diseño de Experimentos*.(2da Edición).México DF. México: McGraw Hill-Interamericana.
11. Echeverry, C.(2006).Diseño Óptimo de Ciclones. *Revista Ingenierías Universidad de Medellín*, 5(9),123-139.
12. Geankoplis, C.J. (1998). *Proceso de Transporte y Operaciones Unitarias*. (3era Edición). México: Continental, S.A. de C.V.
13. Green, D., Maloney, J. y Perry, R.(2001). *Manual del Ingeniero Químico*. (7ma Edición).Madrid. España: McGraw Hill-Interamericana de España.
14. Gregorová, E. y Pabst, W. (2007). *Characterization of particles and particle systems*. Rusia: ICT Prague.
15. Guachamín, C. (2008). *Diseño de un Secador de Granos de Cacao Fino*. (Tesis Previa a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
16. Gupta, C.K. y Sathiyamoorthy, D. (1999). *Fluid Bed Technology in Material Processing*, (1era Edición).Florida, Estados Unidos: CRC press LLC.
17. Happel, J. y Jordán, D. (1981).*Economía de los procesos Químicos*. (1era Edición). Barcelona. España: Reverté.
18. Horwits, W. y Latimer, G. (2007). *Official Methods of Analysis of AOAC International* (18ava Edición). Maryland. USA: AOAC

International.

19. Jangam, S., Mujumdar, A. y Thorat, B. (2009). Design of an Efficient Gas Distribution System for a Fluidized Bed Dryer, *Drying Technology*. 27, 217–1228, doi: 10.1080/07373930903266700
20. Kurka, P., Parise, M. y Taranto, O. (2009). Identification of Defluidization Region in a Gas-Solid Fluidized Bed using a Method Based on Pressure Fluctuation Measurements, *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. 26(3), 537-543
21. Levenspiel, O. (1993). *Flujo de Fluidos e Intercambio de Calor*. (2da edición). Oregon, Estados Unidos: Reverté.
22. Levenspiel, O. y Kunii, D. (1991). *Fluidization Engineering*. (2da edición). Massachusetts, Estados Unidos: Howard Brenner.
23. MAGAP. (2012). Superficie, *Producción y Rendimiento a Nivel Provincial*. Producción. Recuperado de <http://servicios.agricultura.gob.ec/sinagap/index.php/superficie-produccion-y-rendimiento> (Abril, 2013)
24. McCabe, W.E., Smith, J.C. y Harriott, P. (2001). *Unit Operations of Chemical Engineering*. (5ta edición). New York, Estados Unidos: McGraw Hill.
25. Obrador, J. (1984). *Cosecha de granos: Trigo, maíz, fréjol y soya*. Recuperado de <http://www.fao.org/docrep/x5051s/x5051s00.htm#Contents> (Enero, 2014).
26. Ospina, E. (2001). *Características Físico Mecánicas y Análisis de*

Calidad de Granos. (1era Edición). Santafé de Bogotá. Colombia: Terranova.

27. Palacios, C.y Novoa, W. (2010). *Diseño de dos Secador es de Maíz para el Sector Agrícola del Cantón Ventanas de la Provincia de Los Ríos, Proyecto Senacyt – EPN - Petrocomercial.* (Tesis Previa a la obtención del título de Ingeniero Mecánico). Escuela Politécnica Nacional, Quito, Ecuador.
28. Senadera, W. (2009). *Minimum Fluidization Velocity of Food Materials: Effect of Moisture and Shape.* Chemical Product and Process Modeling. 4 (4), 1-19. doi: 10.2202/1934-2659.1283
29. Sobrino, C., Sánchez-Delgado C., García-Hernando, N. y de Vega, M.(2008).Standard Deviation of Absolute and Differential Pressure Fluctuations in Fluidized Beds of Group B Particles, *Chemical Engineering Research and Design.*86(11), p.1236-1242.
30. Yang, W. (2003). *Handbook of Fluidization and Fluid Particle System.* Pennsylvania, Estados Unidos: Siemens Westinghouse Power Corporation.

ANEXOS

ANEXO I

CARACTERIZACIÓN FÍSICA DE LOS GRANOS

Densidad Real

Materiales:

- Balanza digital
- Vaso de precipitación 800 ml / 10 ml

Procedimiento:

- Pesar una cantidad de granos aproximada de 500 g .
- Medir la variación de volumen provocada por los granos en 500 ml de agua.
- Aplicar la definición de la densidad real.

$$\rho_p = \frac{V_p}{W} \quad [A1.1]$$

Densidad Aparente

Materiales:

- Balanza digital
- Vaso de precipitación 800 ml / 10 ml

Procedimiento:

- Pesar una cantidad de granos aproximada de 500 g .
- Medir el volumen que ocupan los granos en el vaso de precipitación.
- Aplicar la definición de la densidad aparente.

$$\rho_a = \frac{V_a}{W} \quad [A1.2]$$

Humedad

Materiales:

- Estufa
- Balanza analítica
- Pinza metálica
- Desecador
- Cajas petri

Procedimiento:

- Lavar y secar las cajas petri en la estufa a 105 oC por 8h, mantener en un desecador y pesar cuando estén frías.
- Pesar aproximadamente 2 g de muestra en las cajas Petri.
- Llevar a la estufa a 105 oC por 12 h y enfriar la muestra en un desecador y pesar.
- Se calcula el porcentaje de humedad en base seca , mediante la siguiente formula.

$$\%h = \frac{P_{mh} - P_{ms}}{P_{mh} - P_c} \quad [AI.3]$$

Donde:

P_{mh} es el peso de la muestra húmeda.

P_{ms} es el peso de la muestra seca

.

P_c es el peso de la caja petri.

Diámetro Equivalente

Materiales:

- Balanza
- Vaso de precipitación 800 ml / 10 ml

Procedimiento:

- Pesar 200 granos.
- Medir la variación de volumen provocada por los granos en 200 ml de agua.
- Hallar el volumen promedio de los granos, dividiendo el volumen desplazado para el número de granos.
- Calcular el diámetro equivalente , mediante la siguiente ecuación 2.1.
-

Esfericidad*Materiales:*

- Vernier

Procedimiento:

- Calcular el área superficial de una esfera que tenga el mismo volumen que la partícula, usando la superficie de la esfera con el diámetro equivalente calculado según la ecuación 2.1.
- Tomar ciento veinte medidas de los tres semiejes o diámetros del grano: diámetro mayor (a), diámetro medio (b) y diámetro menor (c).
- Calcular la superficie real de los granos usando las ecuaciones propuestas en bibliografía: para trigo [2.2] , soya [2.3] y [2.4].
- Calcular la esfericidad mediante la división entre el valor del área superficial de una esfera que tenga el mismo volumen que la partícula y el área superficial real de la partícula.

A continuación se presentan un resumen de las medidas y resultados obtenidos de la caracterización de los granos.

Tabla AI.1 Resultados de la determinación de la densidad real

REPLICAS	W	V1	V2	ΔV	ρp
	g	ml	ml	ml	kg/m ³
MAIZ					
A	595,560	500,000	500,420	0,420	1418,000
B	597,240	500,000	500,420	0,420	1422,000
C	600,600	500,000	500,420	0,420	1430,000
SOYA					
A	600,480	500,000	500,480	0,480	1251,000
B	604,320	500,000	500,480	0,480	1259,000
C	605,280	500,000	500,480	0,480	1261,000
TRIGO					
A	602,800	500,000	500,480	0,440	1370,000
B	604,560	500,000	500,480	0,440	1374,000
C	610,280	500,000	500,480	0,440	1387,000

Tabla AI.2 Resultados de la determinación de la densidad aparente

REPLICAS	W	V1	ρa
	g	ml	kg/m ³
MAIZ			
A	525,000	0,750	700,000
B	510,490	0,710	719,000
C	540,200	0,730	740,000
SOYA			
A	548,960	0,730	752,000
B	555,530	0,730	761,000
C	569,800	0,740	770,000
TRIGO			
A	583,680	0,760	768,000
B	592,000	0,740	800,000
C	598,600	0,730	820,000

Tabla AI.3 Resultados de la determinación del diámetro equivalente

REPLICAS	No	W	V total	V promedio	Deq
	-	g	mm ³	mm ³	Mm
MAIZ					
A	200	76,028	53616,51	268,08	8,00
B	200	74,822	52617,48	263,09	7,95
C	200	70,519	49313,68	246,57	7,78
SOYA					
A	200	20,628	16489,59	82,45	5,40
B	200	17,489	13891,18	69,46	5,10
C	200	21,970	17422,75	87,11	5,50
TRIGO					
A	200	8,842	6453,87	32,27	3,95
B	200	8,868	6453,87	32,27	3,95
C	200	8,353	6022,69	30,11	3,86

Tabla AI.4 Diámetros mayor, medio y menor de una muestra de granos

#	Diámetro (mm)			#	Diámetro (mm)			#	Diámetro (mm)		
	mayor	medio	menor		mayor	medio	menor		mayor	medio	menor
1	12,8	16,8	5,1	41	12,2	15,4	4,5	81	11,2	13,6	3,5
2	12,8	10,5	5,1	42	10,4	14,4	2,7	82	11	11,4	3,3
3	11,2	16,4	4,7	43	11	14	3,3	83	10	12,8	2,3
4	11,4	15	3,7	44	11	16,4	3,3	84	12,8	12,4	5,1
5	9,2	16	1,5	45	11,2	13,8	3,5	85	11,2	15,8	3,5
6	15	14,2	7,3	46	12,4	12,8	4,7	86	10,8	15,6	3,1
7	11,8	15	4,1	47	10,4	15	2,7	87	9,4	16,6	1,7
8	11	15,8	3,3	48	11	13,6	3,3	88	10,6	15,8	2,9
9	12,4	14,6	4,7	49	7,8	12,8	0,1	89	12,4	13,6	4,7
10	11	12,4	3,3	50	11,8	17,4	4,1	90	10	15,4	2,3
11	8,6	14,4	0,9	51	10,6	13,8	2,9	91	12,4	12,4	4,7
12	11,2	16	3,5	52	10	14,6	2,3	92	11,8	16,6	4,1
13	13,6	14	5,9	53	11,4	15,6	3,7	93	12,4	16,8	4,7
14	10	14,8	2,3	54	12,4	14,8	4,7	94	11	15,8	3,3
15	10	15,6	2,3	55	12,8	12	5,1	95	9,8	16,4	2,1
16	10,6	11,8	2,9	56	10,8	15,6	3,1	96	11,4	14,4	3,7
17	13,8	13	6,1	57	11,8	13,4	4,1	97	12,6	15,4	4,9
18	11,8	14,2	4,1	58	11,4	17,4	3,7	98	11,4	14,4	3,7
19	9,8	15	2,1	59	9,4	13,4	1,7	99	11,6	15,8	3,9
20	10,6	12,8	2,9	60	10	16,8	2,3	100	11,4	16,4	3,7
21	9,8	13,4	2,1	61	13	12	5,3	101	12,4	14,4	4,7
22	11,4	14	3,7	62	9,8	13,8	2,1	102	10,4	15,4	2,7
23	9,8	13,2	2,1	63	13	12,4	5,3	103	11	12,4	3,3
24	11,6	16,4	3,9	64	12,6	14,4	4,9	104	9,4	15,4	1,7
25	11,6	13,4	3,9	65	12,8	15	5,1	105	9,8	16	2,1
26	13	15,2	5,3	66	9,8	13,8	2,1	106	12,2	13,6	4,5
27	12	10,4	4,3	67	10,6	15	2,9	107	9,6	15,4	1,9
28	10,4	16,4	2,7	68	9	16,6	1,3	108	12,8	16	5,1
29	11,8	13,2	4,1	69	10,4	12	2,7	109	11,8	16,4	4,1
30	11,8	17	4,1	70	14,3	15	6,6	110	11,4	14,4	3,7
31	12,4	14,6	4,7	71	11,8	15,8	4,1	111	11,6	13,6	3,9
32	11,8	15,2	4,1	72	9,4	18,6	1,7	112	12,4	13,6	4,7
33	12,4	13,6	4,7	73	10,6	12	2,9	113	10,2	12,4	2,5
34	11	13,6	3,3	74	11,4	14	3,7	114	11,6	14,2	3,9
35	12,8	14,6	5,1	75	11,4	16,4	3,7	115	11,4	16,8	3,7
36	9,8	13	2,1	76	13	13,6	5,3	116	11,8	13,2	4,1
37	14,4	15	6,7	77	9,4	14,8	1,7	117	10,6	12,4	2,9
38	11,8	15,4	12,51	78	11,2	15	3,5	118	10	16,2	2,3
39	10,8	15	12,11	79	12,8	12,4	5,1	119	11,6	13,2	3,9
40	12,4	15,2	12,31	80	12	12,4	4,3	120	10	14,4	2,3

ANEXO II

DATOS EXPERIMENTALES PARA EL ANÁLISIS DE VARIANZA

Tabla A II.1 Datos del estudio de la incidencia de la relación H_i/D_i sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de maíz

H_i/D_i	REPETICIONES					
	A		B		C	
	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe
	m/s	-	m/s	-	m/s	-
H_i/D_i 0,5	1	0,053	1	0,061	1	0,065
	2	0,897	2	1,016	2	0,865
	4	0,990	4	1,013	4	0,832
	6	1,344	6	1,590	6	1,461
H_i/D_i 0,7	1	0,250	1	0,300	1	0,270
	2	1,560	2	1,474	2	1,756
	4	1,902	4	1,831	4	2,195
	6	3,645	6	3,184	6	2,962
H_i/D_i 1	1	0,358	1	0,407	1	0,410
	2	2,052	2	1,838	2	2,120
	4	2,501	4	3,167	4	2,706
	6	3,120	6	3,665	6	3,873

Tabla AII. 2 Datos del estudio de la incidencia del área libre del distribuidor sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de maíz

%A libre	REPETICIONES					
	A		B		C	
	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe
	m/s	-	m/s	-	m/s	-
A libre= 34%	1	0,635	1	0,613	1	0,689
	2	2,438	2	2,337	2	2,749
	4	3,403	4	3,509	4	3,900
	6	4,300	6	4,583	6	5,190
A libre= 58%	1	0,393	1	0,397	1	0,340
	2	1,401	2	1,151	2	1,250
	4	2,429	4	2,106	4	1,990
	6	3,121	6	3,584	6	2,913

Tabla AII.3 Datos del estudio de la incidencia de la relación H_1/D_1 sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de soya

H_1/D_1	REPETICIONES					
	A		B		C	
	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe
	m/s	-	m/s	-	m/s	-
H_1/D_1 0,5	1	0,111	1	0,145	1	0,133
	2	1,350	2	1,314	2	1,529
	4	1,298	4	1,130	4	1,365
	6	0,770	6	0,680	6	0,989
H_1/D_1 0,7	1	0,210	1	0,243	1	0,227
	2	1,776	2	1,609	2	1,797
	4	1,686	4	1,657	4	1,761
	6	0,870	6	0,583	6	0,829
H_1/D_1 1	1	0,282	1	0,335	1	0,349
	2	1,953	2	2,219	2	2,414
	4	1,811	4	1,776	4	2,124
	6	1,406	6	1,461	6	1,570

Tabla AII.4 Datos del estudio de la incidencia del área libre del distribuidor sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de soya

%A libre	REPETICIONES					
	A		B		C	
	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe
	m/s	-	m/s	-	m/s	-
A libre= 34%	1	0,409	1	0,396	1	0,407
	2	2,876	2	2,555	2	2,427
	4	1,920	4	1,655	4	1,973
	6	1,654	6	1,918	6	1,700
A libre= 58%	1	0,169	1	0,158	1	0,148
	2	1,178	2	1,055	2	0,957
	4	0,970	4	1,121	4	0,765
	6	0,820	6	0,848	6	0,680

Tabla AII.5 Datos del estudio de la incidencia de la relación H_1/D_1 sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de trigo

H_1/D_1	REPETICIONES					
	A		B		C	
	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe	u/u_{mf}	σPe
	m/s	-	m/s	-	m/s	-
H_1/D_1 0,5	1	0,227	1	0,255	1	0,238
	2	1,119	2	1,212	2	1,102
	4	1,140	4	0,969	4	0,972
	6	0,687	6	0,562	6	0,599
H_1/D_1 0,7	1	0,142	1	0,143	1	0,128
	2	1,847	2	1,446	2	1,787
	4	1,506	4	1,352	4	1,490
	6	1,021	6	0,948	6	0,998
H_1/D_1 1	1	0,551	1	0,403	1	0,535
	2	2,003	2	1,806	2	1,872
	4	1,829	4	1,661	4	1,567
	6	1,056	6	0,942	6	1,132

Tabla AII.6 Datos del estudio de la incidencia del área libre del distribuidor sobre la desviación estándar de la caída de presión en un lecho de granos de trigo

%A libre	REPETICIONES					
	A		B		C	
	u/umf	σPe	u/umf	σPe	u/umf	σPe
	m/s	-	m/s	-	m/s	-
A libre= 34%	1	1,010	1	0,821	1	0,900
	2	3,395	2	3,116	2	2,793
	4	2,673	4	2,205	4	2,416
	6	1,970	6	1,607	6	1,706
A libre= 58%	1	0,418	1	0,379	1	0,354
	2	1,912	2	1,644	2	1,800
	4	1,460	4	1,335	4	1,455
	6	1,038	6	1,077	6	0,956

ANEXO III

DATOS EXPERIMENTALES PARA LA CONSTRUCCION DE LAS CURVAS DE CAIDA DE PRESION EN FUNCION DE LA VELOCIDAD

Tabla AIII.1 Caída de presión en el lecho en función de la velocidad para granos de maíz

Frecuencia	A		B		C	
	u	ΔP	u	ΔP	u	ΔP
Hz	m/s	mmH ₂ O	m/s	mmH ₂ O	m/s	mmH ₂ O
60,00	10,450	104,00	10,980	104,42	10,691	103,81
56,00	8,490	107,87	9,020	108,29	8,731	107,68
52,00	6,356	106,09	6,886	106,51	6,597	105,90
50,00	4,371	103,43	4,901	103,85	4,612	103,24
48,00	1,430	99,02	1,960	99,44	1,671	98,83
46,00	0,932	83,40	1,462	83,82	1,173	83,21
42,06	0,779	70,91	1,309	71,33	1,020	70,72
38,00	0,506	55,79	1,036	56,21	0,747	55,60
34,00	0,246	37,88	0,776	38,30	0,487	37,69

Tabla AIII.2 Caída de presión en el lecho en función de la velocidad para granos de soya

Frecuencia	A		B		C	
	u	ΔP	u	ΔP	u	ΔP
Hz	m/s	mmH ₂ O	m/s	mmH ₂ O	m/s	mmH ₂ O
60	10,980	88,670	11,910	89,09	11,521	88,48
56	9,248	90,790	10,178	91,21	9,789	90,60
52	6,563	89,533	7,493	89,95	7,104	89,35
50	4,216	86,880	5,146	87,30	4,757	86,69
49	3,074	84,742	4,004	85,16	3,615	84,55
48	1,324	79,208	2,254	79,63	1,865	79,02
46	1,133	70,940	2,063	71,36	1,674	70,75
42	0,821	60,687	1,751	61,11	1,362	60,50
38	0,530	49,744	1,460	50,16	1,071	49,56

Tabla AIII.3 Caída de presión en el lecho en función de la velocidad para granos de trigo

Frecuencia	A		B		C	
	u	ΔP	u	ΔP	u	ΔP
Hz	m/s	mmH ₂ O	m/s	mmH ₂ O	m/s	mmH ₂ O
60	11,023	90,470	11,553	91,39	11,264	90,70
56	9,292	90,424	9,822	91,34	9,533	90,66
52	6,552	88,990	7,082	89,91	6,793	89,22
50	4,733	86,826	5,263	87,75	4,974	87,06
49	3,744	84,420	4,274	85,34	3,985	84,65
48	2,145	79,573	2,675	80,49	2,386	79,81
46	0,969	77,576	1,499	78,50	1,210	77,81
42	0,764	64,351	1,294	65,27	1,005	64,58
38	0,523	52,874	1,053	53,79	0,764	53,11

ANEXO IV

DETERMINACION DE LA EFICIENCIA DEL SOLPLADOR

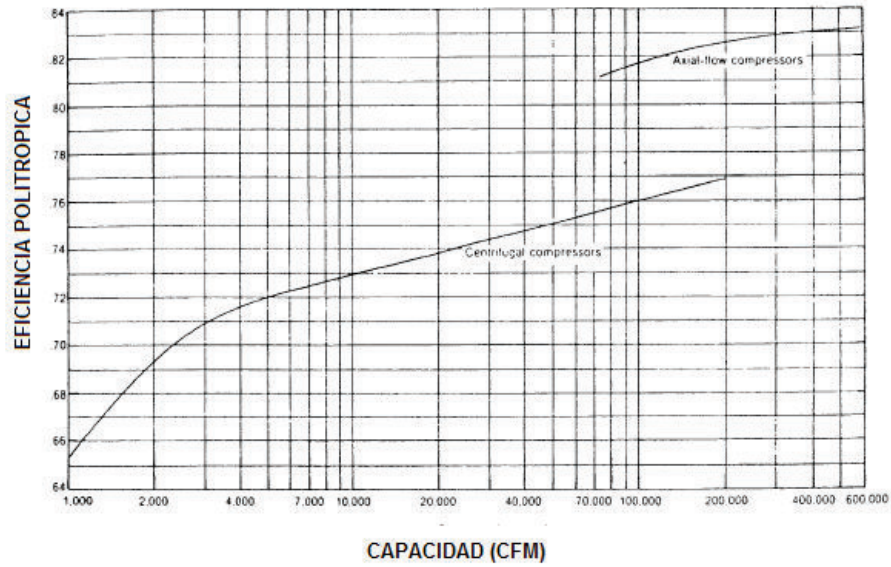


Figura AIV.1 Curva de eficiencia politrópica

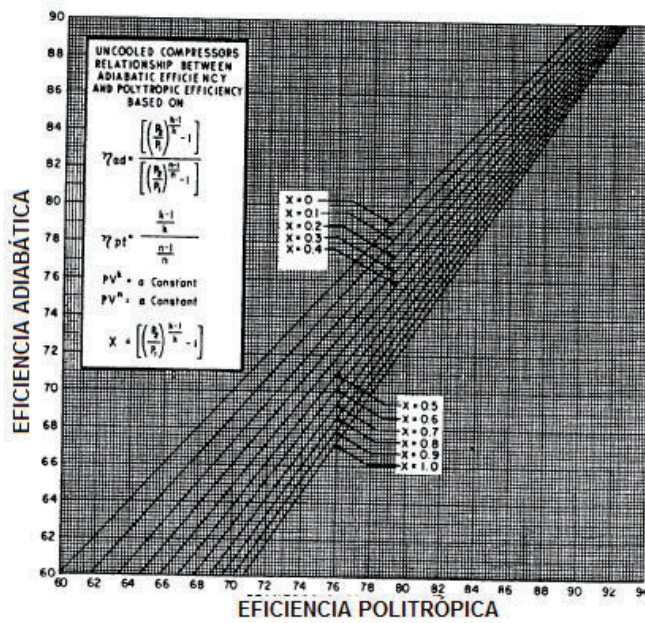


Figura AIV.2 Relación entre eficiencia poli trópica y eficiencia adiabática

ANEXO V

PROFORMAS DE EQUIPOS

EQUIPOS ESTÁTICOS



Quito, 20 de junio de 2015

COTIZACIÓN No. 2015-42181-EPN

Señores
Escuela Politécnica Nacional
Presente.

Atención: Sta. Maysa Pujos Camilo
Estimada Señoría:

Por medio de la presente la compañía Sematech, pone a su consideración la cotización de:

Cant.	Descripción	Valor Unit. (USD)	Valor Total (USD)
1	Construcción de tubo de diámetro 400mm x 3mde alto en acero inoxidable de 1.5mm y tubo interior de inox de diámetro 150 x 1500 mm. Incluye un soporte de acero negro en tubo cuadrado de 40x1.5mm Incluye distribuidor de aire 150 mm de diámetro	1.400,00	1.400,00
1	Cilindro de acero negro de 0.34m de diámetro x 150cm de alto incluye un soporte en estructura metálica de 40x1.5	700,00	700,00
		Sub Total	2.100,00
		I.V.A.	258,00
		Total	2.408,00

Nota: Requerimos del pago del anticipo para el inicio de los trabajos

Forma de pago: 60% anticipo-40% contra entrega
Tiempo de entrega: Tres Semanas
Lugar de entrega: QUITO
Validez de la oferta: 60 días

Ing. Fausto Parrifio V.
Presidente

MANTENIMIENTO INDUSTRIAL Y CALIBRACIÓN
DE INSTRUMENTOS

Dirección:
Av. Upanahuacon 86-121
Cajamán - Ecuador
Teléfono: 593-40-969746 y
5821885
sematech.ec@gmail.com
www.sematech.ec

