



UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA
UNIDAD IZTAPALAPA

**“ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE UN SECADOR DE
LECHO FLUIDIZADO EN ARREGLO VERTICAL, OPERADO EN
FORMA CONTINUA CON VERTEDEROS”**

TESIS QUE PRESENTA:

M. en C. LUIS ALBERTO VERDUZCO MORA

PARA OBTENER EL GRADO DE:

DOCTOR EN CIENCIAS (INGENIERÍA QUÍMICA)

ASESORES:

DR. MARIO GONZALO VIZCARRA MENDOZA

DR. CARLOS MARTÍNEZ VERA

MARZO 2016



Casa abierta al tiempo

UNIVERSIDAD AUTÓNOMA METROPOLITANA

ACTA DE DISERTACIÓN PÚBLICA

No. 00057

Matrícula: 205384346

ANÁLISIS DEL COMPORTAMIENTO DE UN SECADOR MULTITAPAS DE LECHO FLUIDIZADO EN ARREGLO VERTICAL, OPERADO EN FORMA CONTINUA CON VERTEDEROS.

En la Ciudad de México, se presentaron a las 13:00 horas del día 18 del mes de marzo del año 2016 en la Unidad Iztapalapa de la Universidad Autónoma Metropolitana, los suscritos miembros del jurado:

DR. CARLOS MARTINEZ VERA
DR. OSCAR ARMANDO MONROY HERMOSILLO
DR. FRANCISCO VIDAL CABALLERO DOMINGUEZ
DR. GUILLERMO ISMAEL OSORIO REVILLA
DR. CARLOS OMAR CASTILLO ARAIZA



LUIS ALBERTO VERDUZCO MORA
ALUMNO

Bajo la Presidencia del primero y con carácter de Secretario el último, se reunieron a la presentación de la Disertación Pública cuya denominación aparece al margen, para la obtención del grado de:

DOCTOR EN CIENCIAS (INGENIERIA QUIMICA)

DE: LUIS ALBERTO VERDUZCO MORA

y de acuerdo con el artículo 78 fracción IV del Reglamento de Estudios Superiores de la Universidad Autónoma Metropolitana, los miembros del jurado resolvieron:

Aprobar

Acto continuo, el presidente del jurado comunicó al interesado el resultado de la evaluación y, en caso aprobatorio, le fue tomada la protesta.

REVISÓ

LIC. JULIO CESAR DE LARA ISASSI
DIRECTOR DE SISTEMAS ESCOLARES

DIRECTOR DE LA DIVISIÓN DE CBI

DR. JOSE GILBERTO CORDOBA HERRERA

PRESIDENTE

DR. CARLOS MARTINEZ VERA

VOCAL

DR. OSCAR ARMANDO MONROY
HERMOSILLO

VOCAL

DR. FRANCISCO VIDAL CABALLERO
DOMINGUEZ

VOCAL

DR. GUILLERMO ISMAEL OSORIO REVILLA

SECRETARIO

DR. CARLOS OMAR CASTILLO ARAIZA

ÍNDICE GENERAL

RESUMEN	7
CAPÍTULO 1. INTRODUCCIÓN	8
1.1.- Secado	9
1.2.- Fluidización	10
1.3.- Secadores de Lecho Fluidizado	11
1.3.1.- Secadores por lotes	11
1.3.2.- Secadores continuos de una y múltiples etapas	12
1.4.- Hidrodinámica de la columna multietapas con vertederos	14
1.4.1.- Vertederos	14
1.4.2.- Determinación de la caída de presión total teórica en la columna multietapas	18
1.4.3.- Operación estable de una columna vertical multietapas de lecho fluidizado con vertederos	19
1.5.- Modelo matemático del secador continuo	20
1.6.- Cinéticas de secado por lotes	22
1.6.1.- Obtención de la curva de secado isotérmica	22
1.6.2.- Curva de secado característica	23
1.7.- Distribución de tiempos de residencia	24
1.7.1.- Modelos de DTR para tanques conectados en serie	26
1.8.- Modelo matemático del secador continuo multietapas	27
1.9.- Evaluación del desempeño del secador multietapas	28
1.9.1.- Grado de secado	28
1.9.2.- Método gráfico para el cálculo de la eficiencia global del secador multietapas	28
1.9.3.- Eficiencia Global de Murphree	30
1.9.4.- Consumo específico de energía	30
1.10.- Diseño experimental	30
CAPÍTULO 2. ANTECEDENTES Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA	33
2.1.- Revisión bibliográfica.	34
2.2.- Planteamiento del problema.	36
2.3.- Objetivos.	37
2.3.1.- Objetivo general.	37
2.3.2.- Objetivos particulares.	37
CAPÍTULO 3. DESARROLLO EXPERIMENTAL	38
3.1.- Material.	39
3.2.- Descripción del equipo experimental continuo.	39
3.3.- Descripción del equipo experimental por lotes.	41
3.4.- Determinación de la zona de operación estable	41
3.5.- Determinación de la distribución de tiempos de residencia de los sólidos	42
3.6.- Determinación cinética de secado por lotes	42
3.7.- Experimentos de secado en continuo	43
3.8.- Determinación de humedad en los sólidos	43
3.9.- Determinación de humedad en el aire de salida	43
3.10.- Medición de la caída de presión en la columna	43
3.11.- Diseño experimental	43
CAPÍTULO 4. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	45
4.1.- Propiedades físicas y Parámetros hidrodinámicos de la gel de sílice	46

4.2.- Hidrodinámica de la columna multietapas de lecho fluidizado	46
4.2.1.- Zona de operación estable de la columna multietapas	46
4.2.2.- Distribución de tiempos de residencia de los sólidos en la columna	49
4.2.3.- Caída de Presión teórica y experimental en la columna multietapas	51
4.2.4.- Comportamiento hidrodinámico de la columna multietapas con diferentes configuraciones Etapa-L/D	53
4.2.5.- Caída de presión debida al plato distribuidor	53
4.2.6.- Modelo de regresión para la caída de presión total a partir del análisis de superficies de respuesta	55
4.3.- Cinéticas de secado y curva característica de secado	56
4.3.1.- Constantes de velocidad de secado y energía de activación	60
4.4.- Análisis del comportamiento de las variables de respuesta en el secador continuo multietapas	61
4.4.1.- Modelos de regresión para el contenido de humedad final en el sólido y en el aire de salida del secador	62
4.4.2.- Modelo de regresión para la Temperatura en el aire de salida del secador	64
4.4.3.- Comportamiento de la Temperatura en los lechos del secador multietapas	66
4.4.4.- Desempeño del secador Multietapas con diferentes configuraciones Etapa-L/D	67
4.5.- Modelo integral de secado aplicado al secador multietapas	69
4.6.- Balance de humedad experimental y teórico	71
4.7.- Método gráfico para evaluar la eficiencia del secador	76
4.8.- Eficiencia global de Murphree	77
4.9.- Consumo específico de energía	78
5.- CONCLUSIONES	80
6.- RECOMENDACIONES	82
7. NOMENCLATURA	83
8. BIBLIOGRAFÍA	87
9. APÉNDICES	93
APÉNDICE A. Estudio Teórico sobre la altura de los sólidos en el vertedero durante la operación estable de la columna multietapas	94
APÉNDICE B. Variables de estudio y de respuesta	100
APÉNDICE C. ANOVAS de la metodología de superficies de respuesta	101
APÉNDICE D. Ecuaciones empleadas en la determinación de propiedades hidrodinámicas	103
APÉNDICE E. Cinéticas de secado variando la cantidad de sólidos retenidos en el lecho para temperaturas de alimentación del aire de 50 y 60°C	104
APÉNDICE F. Intervalos de confianza de la energía de activación calculada	105

ÍNDICE DE FIGURAS.

1.1.- Cinética de secado.	9
1.2.- Comportamiento hidrodinámico de un sistema aire-sólido en lecho fluidizado.	10
1.3.- Diferentes arreglos de lechos fluidizados continuos.	13
1.4.- Tipos de vertederos en lechos fluidizados multietapas.	14
1.5.- Perfil de presión en el vertedero y en la columna.	16
1.6.- Perfil de presiones en la columna y en el vertedero.	17
1.7.- Caídas de presión en la columna multietapas.	18
1.8.- Diagrama típico, que muestra la región estable de operación de una columna vertical multietapas de lecho fluidizado con vertederos.	20
1.9.- Límites sobre los que se realizan los balances de materia y energía.	20
1.10.- Transformación de las curvas de secado adiabática a isotérmica por lotes.	23
1.11.- a) Curva característica para partículas de malla molecular 13-X.	24
1.11.- b) Curva característica para partículas de gel de sílice.	24
1.12. Funciones respuesta para un sistema continuo, inyección tipo pulso.	26
1.13.- Curvas teóricas de DTR para el modelo de tanques en serie.	27
1.14.- Columna multietapas.	29
1.15.- Método gráfico para el secado en multietapas.	29
3.1.- Esquema del secador multietapas.	40
3.2.- Fotografía y esquema de la reducción cónica construida en Nylamid.	40
3.3.- Esquema secador por lotes.	41
3.4.- Muestra obtenida a la salida de la columna multietapas durante la obtención de la función de DTR, mostrando el indicador mezclado con los sólidos de proceso.	42
4.1.- Vertederos. 5.1A) Operación estable; 5.1B) e 5.1C) Operación inestable con formación de slugging.	47
4.2.- Zona de operación estable en función del área libre del cono.	48
4.3.- DTR's para 1 etapa variando la relación L/D.	49
4.4.- DTR 2 etapas y L/D de 1.5.	50
4.5.- DTR 3 etapas L/D de 1.5.	50
4.6.- Medias de los tratamientos de temperatura de alimentación del aire.	53
4.7.- Caída de presión teórica y experimental en el plato distribuidor.	54
4.8.- Comparación de la caída de presión total teórica y experimental.	54
4.9.- Fracción de espacios vacíos en función de la relación L/D.	55
4.10.- Superficie de respuesta de la caída de presión total en función del número de etapas y relación L/D. Temperatura de alimentación del aire = 70°C.	56
4.11.- Cinéticas de secado para una masa de sólidos de 1.083 kg y temperaturas de alimentación del aire de 50, 60 y 70°C.	57
4.12.- Cinéticas de secado para una temperatura de alimentación del aire de 70 °C y diferentes masas de sólidos de 0.361, 0.722 y 1.083 kg.	57
4.13.- Curvas adiabática e isotérmica para una masa de sólidos de 0.361 kg y temperatura de alimentación del aire de 50°C.	58
4.14.- Curvas adiabática e isotérmica para una masa de sólidos de 0.722 kg y	58

temperatura de alimentación del aire de 60 °C.	
4.15.- Curva característica de secado de la gel de sílice.	59
4.16.- Comparación entre la cinética de secado experimental y la cinética derivada de la curva característica de secado.	59
4.17.- Medias de la variable de respuesta humedad en el sólido a la salida del secador para la combinación Temperatura-Etapas.	61
4.18.- Medias de la variable de respuesta humedad en el sólido a la salida del secador para la combinación Etapa-L/D.	61
4.19.- Datos experimentales y predicciones de las variables de respuesta mediante las ecuaciones (5.3) y (5.4).	63
4.20.- Humedad en el sólido a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. T = 50°C	64
4.21.- Humedad en el sólido a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. T = 70°C	64
4.22.- Humedad del aire a la salida en función de la Temperatura y el número de etapas. L/D = 0.5	64
4.23.- Humedad del aire a la salida en función de la Temperatura y el número de etapas. L/D = 1.5	64
4.24.- Datos experimentales de la temperatura en el aire a la salida del secador	65
4.25.- Temperatura del aire a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. Temperatura de alimentación del aire = 50°C	66
4.26.- Temperatura del aire a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. Temperatura de alimentación del aire = 70°C	66
4.27.- Temperatura en los lechos durante la experimentación con 3 etapas en función de la temperatura de alimentación del aire.	67
4.28.- Grado de secado en función de N,T y L/D	69
4.29.- Humedad teórica y experimental en el secador multietapas	71
4.30.- Datos teóricos y experimentales 1 etapa, 70°C, L/D = 1.5	73
4.31.- Datos teóricos y experimentales 2 etapas, 70°C, L/D = 1.5	74
4.32.- Datos teóricos y experimentales 3 etapas, 70°C, L/D = 1.5	75
4.33.- Método gráfico aplicado al secador multietapas.	76
4.34.- Eficiencia global de Murphree en función de las medias de temperatura y número de etapas en serie.	77
4.35.- Consumo específico de energía para las 27 combinaciones factoriales.	78
4.36.- Consumo específico de energía en función de las medias de los tratamientos de temperatura y número de etapas en serie.	79
A.1.- Arreglo vertical de dos etapas con vertedero.	94
A.2.- Arreglo triangular en el plato perforado.	96
A.3.- Vertedero con escala en centímetros.	99
E.1.- Cinéticas de secado variando la masa de sólidos en el lecho con temperatura de alimentación del aire de 50°C	104
E.2.- Cinéticas de secado variando la masa de sólidos en el lecho con temperatura de alimentación del aire de 60°C	104
F.1.- Intervalos de confianza para el cálculo de la energía de activación ($\alpha = 0.05$).	105

ÍNDICE DE CUADROS

4.1.- Propiedades físicas y parámetros hidrodinámicos del gel de sílice.	46
4.2.- Análisis cualitativo de las condiciones de operación de los vertederos en función de la reducción cónica empleada.	47
4.3.- Resumen de resultados. Determinación de Tiempos de Residencia.	51
4.4.- Caídas de presión experimentales diferenciales y totales en pascales, para las diferentes combinaciones factoriales.	52
4.5.- Constantes de secado y Energía de activación.	60
4.6.- Comparación de diferentes tratamientos N-L/D.	68
4.7.- Comparación de resultados del modelo integral de Vanecek y col. (1966) con los resultados experimentales.	70
4.8.- Humedad removida experimental y teórica	72
A.1. Datos experimentales y teóricos de la altura de sólidos en el vertedero.	99
B.1.- Variables de estudio y de respuesta en sus valores reales.	100
C.1.- ANOVA para la variable de estudio humedad de salida del sólido.	101
C.2.- ANOVA para la variable de estudio humedad del aire a la salida.	101
C.3.- ANOVA para la variable de estudio temperatura en el aire de salida.	102
C.4.- ANOVA para la variable de estudio caída de presión total.	102

RESUMEN

Se realizó la caracterización hidrodinámica de una columna multietapas de lecho fluidizado continuo con vertederos, para su empleo como secador de partículas de gel de sílice. Se determinó primero la zona de operación estable de la columna multietapas y la distribución de tiempos de residencia de los sólidos en la misma. Se observó que la zona de operación estable disminuye con el aumento en el flujo de sólidos y aire y que para valores de entre 34 y 45 % del área libre de la reducción cónica empleada en los vertederos, la velocidad crítica de operación prácticamente es constante. Mediante el análisis de distribución de tiempos de residencia, se determinó que el patrón de flujo de los sólidos en la columna multietapas se ajusta al modelo de N tanques perfectamente mezclados en serie y tiende al flujo pistón al aumentar el número de etapas empleadas. Para la evaluación de la columna como secador, se planteó un diseño factorial 3^3 con repeticiones en un punto central, teniendo como variables de estudio el número de etapas, la relación longitud de vertedero a diámetro de secador (L/D) donde la longitud del vertedero determina la altura del lecho fluidizado y la cantidad de sólidos retenidos, y la temperatura de alimentación del aire y como variables de respuesta el contenido de humedad en el sólido a la salida del equipo, así como la humedad y temperatura en el aire a la salida de la secador, mientras que los flujos de aire y sólidos se mantuvieron constantes. Empleando el modelo integral de Vanecek se predijo la humedad final del sólido a partir de la cinética de secado por lotes y la correspondiente función de distribución de tiempos de residencia, obteniendo errores máximos relativos de 10%. Se observó que cuando se trata la misma cantidad de material retenido en multietapas, la caída de presión es mayor comparada con el tratamiento en una etapa, pero el contenido de humedad final en el sólido es considerablemente menor. Los modelos estadísticos generados para las variables de respuesta planteadas representan adecuadamente la variabilidad de las mismas y pueden emplearse como ecuaciones de predicción en el dominio experimental estudiado.

CAPÍTULO 1.

INTRODUCCIÓN

1.- INTRODUCCIÓN.

1.1.- Secado.

El secado es una operación unitaria muy importante en industrias como la química y de los alimentos entre otras. Es una operación por medio de la cual, se elimina humedad de un sólido por evaporación, mediante la aplicación de energía térmica [Treybal, 2003]. El 85% de los secadores industriales emplea una corriente de gas caliente como medio de secado, el cual tiene la doble función de transferir el calor al sólido y transportar la humedad evaporada fuera del mismo.

Igual que en el caso de los reactores químicos, el diseño de un secador demanda el conocimiento de la cinética de secado del sólido que se quiere secar. Este estudio consiste en monitorear todo el proceso de secado en función del tiempo para así saber qué mecanismos controlan la operación. La curva típica de secado de sólidos se ejemplifica en la figura 1.1.

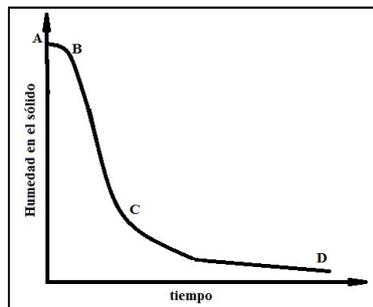


Figura 1.1.- Cinética de secado [Treybal, 2003].

La sección AB se conoce como periodo inicial y representa un lapso de calentamiento del sólido que se está secando. La sección BC se caracteriza porque el movimiento de humedad dentro del sólido es lo suficientemente rápido como para mantener saturada la superficie del mismo y la velocidad de secado es controlada por la velocidad de transferencia de calor a la superficie de evaporación. Este periodo se conoce como de velocidad constante y prevalecen los mecanismos convectivos de transferencia de calor y masa. La sección CD representa el periodo de velocidad decreciente, se caracteriza porque la resistencia interna al transporte de humedad es mayor dentro del material que en la superficie de éste y existe una disminución continua de la velocidad de secado a lo largo de lo que resta el ciclo de secado. Este periodo se considera controlado por mecanismos difusivos. El punto C, representa el contenido de humedad crítico, que es, donde concluye el periodo de velocidad constante y comienza la velocidad de secado decreciente, este punto depende de la naturaleza del sólido que se está secando y de las condiciones de secado. Por último, el punto D, representa el contenido de humedad de equilibrio, que es la humedad límite a la cual un material dado se puede secar en condiciones específicas de temperatura, humedad y flujo de gas [Treybal, 2003].

Dependiendo de la importancia de estos periodos, los protocolos de secado se pueden programar de tal suerte que las condiciones de secado cambien cuando se alcancen determinados contenidos de humedad.

Por las grandes cantidades de energía involucradas, resulta ser una operación muy cara, en ocasiones alcanza hasta un 60% del costo total del proceso [Mujumdar, 2006]. Por esta razón es importante hacer más eficiente la operación al aplicar la tecnología del lecho fluidizado en etapas múltiples.

1.2.- Fluidización.

La fluidización es una técnica que se emplea para favorecer el contacto entre sólidos y fluidos (líquidos o gases). Su primera aplicación de importancia a nivel industrial tiene lugar a comienzos de la década de 1940, con los procesos de craqueo catalítico [Geldart, 1986] y desde entonces se aplica exitosamente en diversas industrias como la metalúrgica, petrolera, farmacéutica, ambiental y alimenticia entre otras, principalmente en operaciones que involucran reacción química, adsorción, absorción y secado [Kunii y Levenspiel, 1991; Mujumdar y Devahastin, 2006; Mohanty y col., 2010].

Para determinar los límites de operación de un lecho fluidizado, es necesario realizar experimentalmente un estudio de caídas de presión en el fluido que atraviesa el lecho en función de la velocidad superficial del mismo. De esta manera podremos distinguir 3 zonas hidrodinámicas perfectamente delimitadas: el lecho fijo, el lecho fluidizado y el transporte neumático. En la zona transitoria entre el lecho fijo y el estado fluidizado, se ubica uno de los parámetros más importantes de estos sistemas que es la velocidad mínima de fluidización y al final de la zona correspondiente al lecho fluidizado, que se caracteriza por mantener una caída de presión relativamente constante en todo el rango de velocidades, se encuentra la velocidad terminal del sólido, velocidad a partir de la cual, empieza el transporte neumático [Kunii y Levenspiel, 1991].

En la figura 1.2 se presenta una gráfica donde se delimitan los diferentes estados hidrodinámicos de la carga de sólidos sujeta a la acción del flujo de gas.

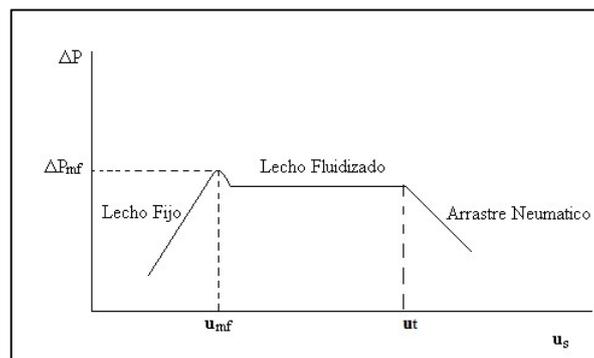


Figura 1.2 Comportamiento hidrodinámico de un sistema aire-sólido en lecho fluidizado [Kunii y Levespiel, 1991].

En sistemas fluidizados por líquido, un incremento en la velocidad por encima de la correspondiente a la mínima fluidización, normalmente da lugar a una suave y progresiva expansión del lecho. Las posibles inestabilidades provocadas por un flujo irregular se amortiguan y en condiciones normales, no se observan heterogeneidades ni formación de burbujas en el lecho. Un lecho con estas características se denomina de fluidización

particulada, no burbujeante u homogénea. En sistemas fluidizados por gas resulta poco frecuente observar este comportamiento de fluidización homogénea, teniendo lugar sólo en ciertos casos de partículas muy ligeras con gas denso a alta presión [Kunni y Levenpiel, 1991].

En cambio, el comportamiento de los sistemas fluidizados por gas es bastante diferente; al producirse un incremento en la velocidad del gas por encima de la correspondiente a la mínima fluidización, se observan grandes inestabilidades con aparición de burbujas y canales. A velocidades mayores, la agitación pasa a ser más violenta y el movimiento de las partículas más vigoroso; además, el lecho no se expande mucho más de su volumen a mínima fluidización. Un lecho con este comportamiento se denomina de fluidización agregativa, burbujeante o heterogénea [Kunni y Levenpiel, 1991].

En sistemas fluidizados por gas, a velocidades por encima de la mínima de fluidización, se produce la coalescencia de burbujas de gas y crecimiento de éstas a medida que ascienden por el lecho. En ocasiones, en lechos de elevada longitud y pequeño diámetro, las burbujas pueden llegar a ser lo suficientemente grandes como para extenderse a lo ancho del depósito. Se produce entonces lo que se conoce como fenómeno de *slugging*, caracterizado por la aparición de burbujas de diámetro próximo al del recipiente, denominadas *slugs* [Howard, 1989; Kunni y Levenpiel, 1991]. Esto reduce notablemente la eficiencia de contacto entre ambas fases.

En la mayoría de los procesos químicos que emplean lechos fluidizados, se busca un contacto óptimo entre fases para hacer más eficiente la operación. La tecnología de los lechos fluidizados multietapas favorece este contacto, ya que, además de aumentar el tiempo de residencia de los sólidos en el equipo, el empleo de lechos poco profundos evita el crecimiento de las burbujas a lo largo de cada lecho.

La fluidización con aire caliente, en un equipo multietapas, se convierte por lo tanto, en una técnica favorable para remover agua u otro líquido de partículas sólidas como granos, fertilizantes, minerales y otros productos químicos [Srinivasa y Submaranian, 1998; Kyong-Bin y col. 2002].

1.3.- Secadores de Lecho Fluidizado.

De acuerdo con la cantidad de material a tratar (que puede ser desde unos cuantos kg por hora hasta Ton por día), la operación de secado se puede realizar por lotes o en continuo [Geankoplis, 1998].

1.3.1.- Secadores por lotes.

En este tipo de operación, cierta cantidad de material húmedo se expone a una corriente de gas que fluye continuamente en la que se evapora humedad. En un equipo de lecho fluidizado operado en forma intermitente, se considera que los sólidos se encuentran perfectamente mezclados y al igual que en los reactores químicos operados de esta forma el parámetro independiente es el tiempo de operación. Esta operación es cara y se limita a pequeña escala (plantas piloto), trabajos de investigación (laboratorio) y para secar

materiales valiosos. En estos equipos, se considera que los sólidos se encuentran perfectamente mezclados [Geankoplis, 1998; Treybal, 2003].

1.3.2.- Secadores continuos de una y múltiples etapas.

Los secadores continuos pueden operar con una etapa (figura 1.3A) o en múltiples etapas. En este tipo de operación, el material que se va a secar se alimenta en forma continua a través del secador al igual que lo hace el gas [Treybal, 2003]. En esta clasificación, existe una amplia variedad de secadores. Los más comunes pueden agruparse en función de:

1.- La forma en que están dispuestas las etapas.

Se pueden considerar dos tipos de arreglos multietapas: en el primero, una etapa está encima de otra con los sólidos fluyendo hacia abajo, éste se denomina arreglo vertical (figuras 1.3B y 1.3C) y en el segundo, las etapas están una al lado de la otra, con los sólidos fluyendo de una a otra superando barreras (vertederos) para pasar a la siguiente etapa denominándose arreglo horizontal (figura 1.3D). En el segundo caso se requiere gran área y consecuentemente grandes cantidades de gas, mientras que en el primero, el área y la cantidad de gas es la misma que se emplea en una etapa [Kunii y Levenspiel, 1991; Martín y col., 1995].

2.- La forma en que los sólidos pasan de una etapa a otra.

Los lechos fluidizados multietapas operados en arreglo vertical y a contracorriente se pueden clasificar en función de la forma en cómo se transfiere el sólido de una etapa a otra, como:

- Con vertedero (figura 1.3B): Los platos perforados sólo permiten el paso del aire, mientras que, los sólidos pasan de una etapa a otra a través de tubos (vertederos) que conectan cada etapa consecutiva [Sobolewski y col., 1994; Martín y col. 1995; Mohanty y col., 2009].
- Sin Vertedero (figura 1.3C): En éste, las perforaciones en los platos que seccionan la columna, deben ser de tal dimensión que permita el paso de ambas fases (de 5 a 30 veces el tamaño de partícula) [Gauthier y Flamant, 1991].

En general, el tiempo de residencia del material en las columnas multietapas con vertedero es mayor y es posible operar con un intervalo más amplio de sólidos retenidos en el lecho variando la altura del vertedero, mientras que, en un equipo sin vertedero sólo puede variarse limitadamente cambiando la geometría del distribuidor [Srinivasa y Submaranian, 1998].

3.- La combinación de efectos mecánicos (vibración) y neumáticos.

Los secadores de lecho vibrofluidizado (figura 1.3E), independientemente de que operen con una sola etapa o varias, se utilizan cuando los sólidos no son fáciles de fluidizar, debido a que tienden a aglomerarse, son pegajosos, o tienen geometría irregular (hojuelas p.e.) [Kunii y Levenspiel, 1991].

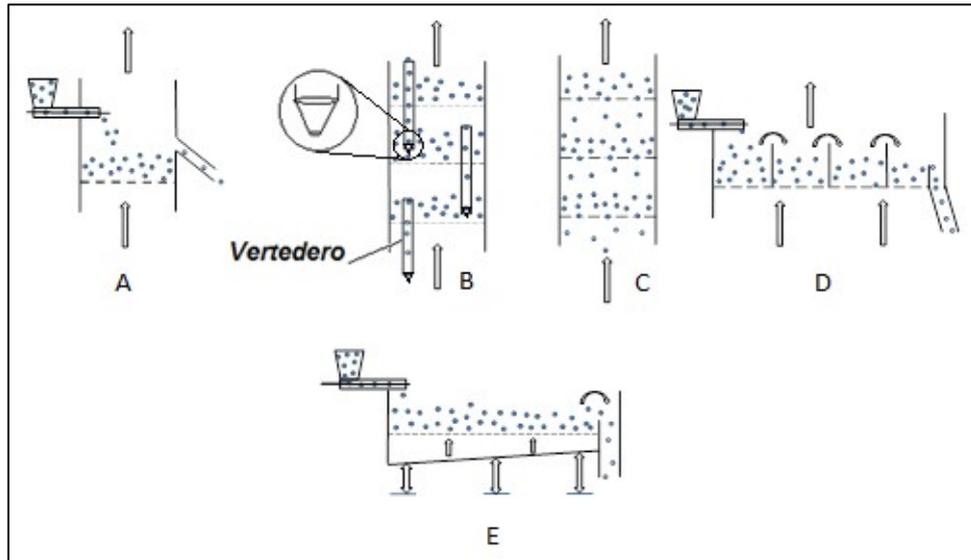


Figura 1.3.- Diferentes arreglos de lechos fluidizados continuos. A: 1 etapa; B: multietapas vertical con vertederos; C: multietapas vertical sin vertederos; D: multietapas horizontal; E: vibrofluidizado.

En el caso de la fluidización con una etapa (que es la configuración más empleada), se tienen las siguientes ventajas: gran área de transferencia para el calor y masa entre fases, facilidad de manejo y transporte de los materiales fluidizados y posibilidad de escalamiento; entre las desventajas a considerar están que : los sólidos fluidizados deben ser resistentes al desgaste o roturas por fricción, la disminución de la eficiencia de contacto entre las fases debido al acanalamiento y crecimiento de las burbujas en lechos profundos [Mohanty y col., 2010], no uniformidad en el producto final debido a que los sólidos tienen una amplia distribución de tiempos de residencia [Geldart, 1986; Sobolewski y col. 1994; Martin y col. 1995] y sin importar cuál sea la temperatura de salida de los sólidos, la eficiencia térmica de una sola etapa es siempre baja [Kunii y Levenspiel, 1991].

Una opción para superar estas desventajas, es el empleo de baffles internos en la columna de fluidización, el más usado es el plato perforado para seccionar la columna. Este tipo de columnas son llamadas multietapas de lecho fluidizado [Srinivasa y Subramanian, 1998].

La operación de columnas multietapas de lecho fluidizado comparadas con una sola etapa, permite: la operación en flujo cruzado, en paralelo o en contracorriente; gradientes de temperatura y humedad a lo largo de la columna; limitar el crecimiento de las burbujas en el lecho, aumentar el tiempo de residencia y patrón de flujo cercano al pistón con lo que se obtiene un sólido con características más homogéneas. Una de las dificultades en la operación de columnas multietapas de lecho fluidizado, es mantener la operación estable de la misma [Mohanty y col. 2009, 2010].

Existen dos alternativas prácticas para el contacto de las fases en una columna multietapas, en contracorriente o en flujo cruzado. Al comparar estos dos métodos, para un número fijo de etapas, el contacto en contracorriente siempre presenta una eficiencia más alta, pero es acompañada por una gran caída de presión [Djaeni y col., 2007]. Además no es fácil

mantener un flujo estable de sólidos entre las etapas. El contacto en contracorriente en columnas multietapas con vertederos, requiere un cuidadoso diseño del mismo, para asegurar una fluidización “suave”. Éste es probablemente el factor crítico en el diseño de este tipo de unidades [Keey, 1975; Kunii y Levenspiel, 1991].

1.4.- Hidrodinámica de la columna multietapas con vertederos.

1.4.1.- Vertederos.

Los vertederos han sido usados desde 1940 principalmente en lechos fluidizados para cracking catalítico [Campbell y col. 1948]. El propósito de un vertedero, es transferir sólidos de una región de baja presión a otra de alta presión [Knowlton, 1986; Martin y col. 1995].

Existen dos tipos de vertederos ampliamente usados en los procesos de lechos fluidizados, que son: el vertedero “overflow” y el “underflow” estos se presentan en la figura 1.4. En general, la entrada para los sólidos en un vertedero “overflow” (1.4a) está por encima de los sólidos en el lecho, mientras que el “underflow” (1.4b) la entrada de los sólidos al vertedero está en la parte baja del lecho, por este motivo se recomienda proveerlo con una válvula que regule el flujo de sólidos y mantenga la caída de presión necesaria para que opere adecuadamente [Knowlton, 1986].

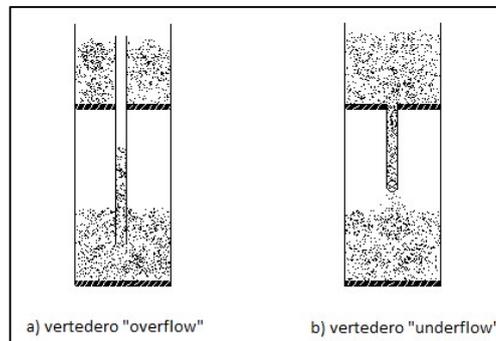


Figura 1.4.- Tipos de vertederos en lechos fluidizados multietapas [Knowlton, 1986].

Un vertedero puede operar en dos regímenes de flujo dependiendo de la velocidad relativa de la partícula respecto al gas, estos regímenes son: flujo en lecho fijo y flujo en lecho fluidizado [Martin, 2008].

Vertederos en flujo lecho fijo

Si la velocidad relativa de operación en el vertedero es menor o igual a la velocidad relativa en condiciones de mínima fluidización, entonces se tiene un flujo en lecho fijo y la relación entre velocidad del gas y caídas de presión es en general, determinada por una ecuación del tipo Ergun [Ergun, 1952]. (Ec. 1.1):

$$\frac{\Delta P}{H} = au + b\rho_f u^2 \quad (1.1)$$

Donde ΔP es la caída de presión a lo largo de la altura (H) del lecho fijo, ρ_f es la densidad del fluido, u es la velocidad superficial, y a y b son factores dependientes del sistema [Ergun, 1952].

Este tipo de ecuaciones está usualmente expresada en términos de la velocidad superficial del gas a través del lecho empacado, sin embargo, para el propósito del transporte de sólidos, es más útil escribirla en términos de la velocidad relativa partículas – gas [Nagashima y col., 2009].

Vertederos en flujo lecho fluidizado.

Si la velocidad relativa de operación en el vertedero es mayor que la velocidad relativa en condiciones de mínima fluidización, entonces resulta un lecho fluidizado. En este tipo de flujo la caída de presión es independiente de la velocidad relativa del gas. En este caso la caída de presión está expresada por la Ec. (1.2) [Kunii y Levenspiel, 1991]:

$$\frac{\Delta P_l}{h_l} = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)g \quad (1.2)$$

Donde ΔP_l es la caída de presión a lo largo de la altura (h_l) del lecho fluidizado, ε_f es la fracción vacía en el lecho fluidizado, ρ_p es la densidad de la partícula y g es la aceleración de la gravedad.

El flujo en lecho fluidizado puede ser burbujeante o no, dependiendo del tipo de partícula. En la práctica, las burbujas son indeseables en el vertedero, ya que éstas entorpecen el flujo de sólidos y reduce el gradiente de presión desarrollado en el vertedero [Martin, 2008]. El vertedero puede operar a velocidades cercanas a la de mínima fluidización, pero tiende a desestabilizarse severamente con velocidades mayores [Geldart, 1986].

De manera general, los sólidos en un vertedero “overflow” son transportados en régimen de lecho fijo, incluso en el “underflow” con el control adecuado de una válvula, el régimen de operación es en lecho fijo [Zhang y Rudolph, 1998].

Balace de caídas de presión en un equipo con vertedero.

Considérese un vertedero “overflow” (figura 1.4a) en el que los sólidos son transferidos de un lecho fluidizado superior (LS) a una presión P_1 a un lecho fluidizado inferior (LI) operado a P_2 con $P_2 > P_1$, en donde la presión diferencial es $P_2 - P_1$. Esta presión diferencial, estará compuesta por la caída de presión en el lecho fluidizado inferior (ΔP_{LI}), en el plato distribuidor (ΔP_{pd}) y en el lecho fluidizado superior (ΔP_{LS}), entonces la caída de presión está dada por la suma de estas caídas de presión, representada por la Ec. (1.3):

$$P_2 - P_1 = \Delta P_{LI} + \Delta P_{pd} + \Delta P_{LS} \quad (1.3)$$

Esta caída de presión tiene que estar balanceada por la caída de presión en el vertedero. Si se supone que el vertedero está operando en condiciones mínimas de fluidización $(\Delta P/L)_{mf}$

la altura de los sólidos en el vertedero (h_{sv}) se ajustará de tal forma que la caída de presión en el mismo, ΔP_v será igual a la Ec. (1.4):

$$\Delta P_v = P_2 - P_1 = \left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf} h_{sv} \quad (1.4)$$

El diagrama de presión para este sistema se muestra en la figura 1.5.

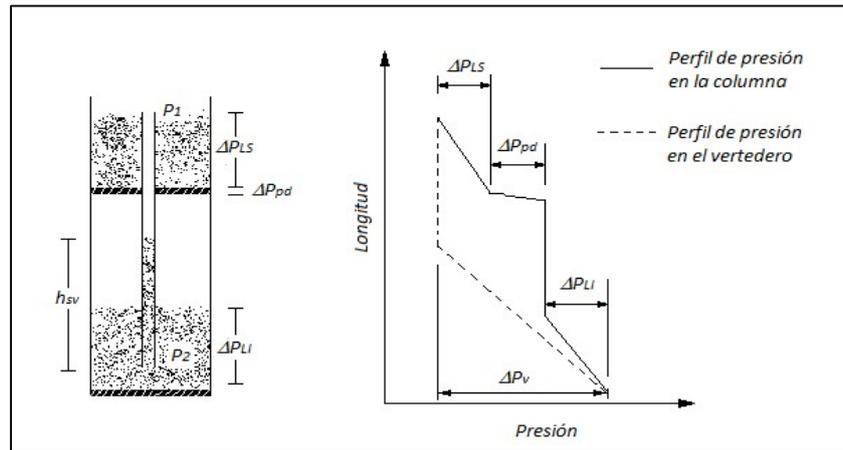


Figura 1.5. Perfil de presión en el vertedero y en la columna [Knowlton,1986].

Si el flujo de gas a través de los lechos aumenta, la caída de presión en el plato distribuidor aumentará, mientras que la caída de presión en ambos lechos permanecerá prácticamente constante, así que $P_2 - P_1$ se incrementa a $P'_2 - P_1$. La caída de presión en el vertedero entonces será $P'_2 - P_1$. Esto ocurre porque la altura de los sólidos en el vertedero se incrementa de h_{sv} a h'_{sv} (aumenta la retención de sólidos en el mismo) así que la caída de presión en estas condiciones estará dada por la Ec. (1.5):

$$\Delta P_v = P'_2 - P_1 = \left(\frac{\Delta P}{L}\right)_{mf} h'_{sv} \quad (1.5)$$

El diagrama de presión para esta condición se presenta en la figura 1.6.

Si la caída de presión es tal que los sólidos en el vertedero sobrepasan la longitud del mismo, el vertedero no operará [Knowlton, 1986].

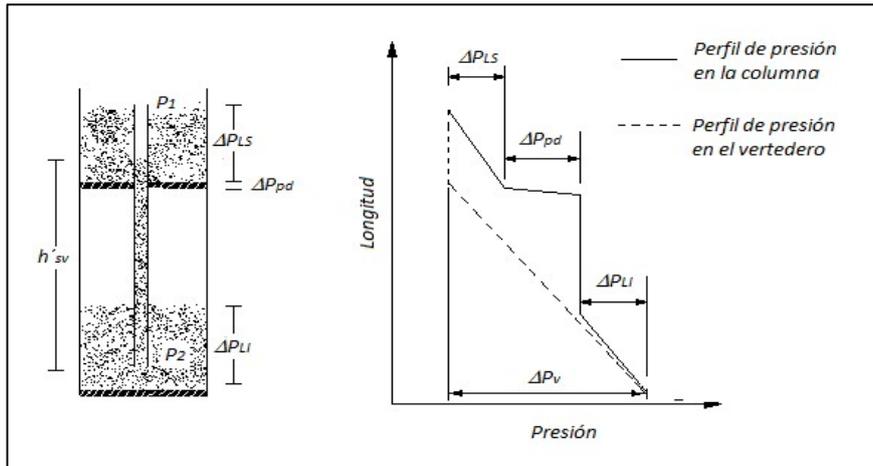


Figura 1.6. Perfil de presiones en la columna y en el vertedero [Knowlton, 1986].

Por mucho, el diseño del vertedero puede limitar la operación del equipo. Un vertedero propiamente diseñado garantiza el flujo de sólidos entre etapas sin arrastre o taponamiento de los mismos [Srinivasa y Subramanian, 1998]. Sin embargo, durante años su diseño ha estado basado enteramente en reglas heurísticas [Kim y col., 2000]. Un buen flujo de sólidos ha sido observado cuando la caída de presión en el vertedero se aproxima a la caída de presión en el lecho [Knowlton y col., 1981; Sauer y col., 1984; Pell y Dunson, 1999]. De esta forma, el gas está homogéneamente distribuido entre cada etapa (lecho y vertedero). Estas condiciones de operación estable del vertedero, sólo pueden obtenerse en un restringido intervalo de condiciones de operación de la columna [Zhang y Rudolph, 1998].

Para regular el flujo de aire y sólidos a través del vertedero, algunos investigadores recomiendan mantener una adecuada relación de tubo del vertedero a diámetro de partícula (aprox. 6) y tener una válvula o reducción en la parte baja del vertedero con el fin de disminuir el flujo de aire que pasa a través del mismo [Pell y Dunson, 1999; Zank y col., 2001; Zhao y col., 2004]. La provisión de un cono reductor se traduce en un intervalo de operación con transferencia de sólidos “suave” de etapa a etapa [Tanaka y col., 1979; Krishnaiah y col., 1982].

En diferentes artículos [Wolf y Resnick, 1965; Krishnaiah y col., 1982; Srinivasa y col., 1995; Kyong-Bin y col., 2002] a pesar de mencionar el uso y utilidad de emplear una reducción cónica al final del vertedero, no aportan datos sobre sus características geométricas. En cambio diferentes investigadores [Srinivasa y col., 1995; Santiago y col., 2007; Mohanty y col., 2009, 2010] reportan el uso e importancia de emplear una reducción cónica para lograr la estabilidad en la columna y especifican las características de éstas en función del área libre del cono, ésta va desde 15 hasta 40% con respecto al área del vertedero y depende del tamaño de partícula empleada en el estudio, mientras que Verduzco y col. (2015) determinaron áreas libres de entre 34 y 45 % para operar de manera estable un secador de lecho fluidizado multietapas [Verduzco y col., 2015]. En el apéndice A se presenta un estudio sobre la hidrodinámica de los vertederos y se presenta una ecuación para predecir la altura de los sólidos en el vertedero durante la operación estable de la columna.

1.4.2.- Determinación de la caída de presión total teórica en la columna multietapas.

El monitoreo de la caída de presión total y por etapas permite determinar el comportamiento de la columna, ya que esta variable indica si la columna está o no operando de manera estable.

La caída de presión total para el secador de lecho fluidizado de N etapas idénticas, esquematizado en la figura 1.7, se puede expresar mediante la ecuación (1.6).

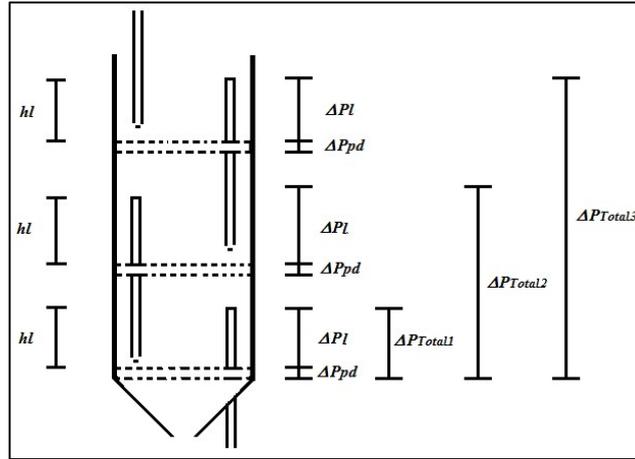


Figura 1.7 Caídas de presión en la columna multietapas.

$$\Delta P_{Total} = N * [\Delta P_{pd} + \Delta P_l] \quad (1.6)$$

Donde, el primer término, dentro del paréntesis, se refiere a la caída de presión debida al plato distribuidor, el segundo, a la caída de presión debida a los sólidos en el lecho y N representa el número de etapas empleadas.

La caída de presión en el lecho debida a los sólidos, se puede determinar mediante la ecuación de fluidización (ec. 1.7) [Kunni y Levenspiel, 1991].

$$\Delta P_l = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_l \quad (1.7)$$

Mientras que la caída de presión debida al plato distribuidor considerando un arreglo triangular está dada por la ecuación (1.8): [Sobolewski y Bandrowski, 1994]

$$\Delta P_{pd} = \left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d \pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4 \quad (1.8)$$

Sustituyendo las ecuaciones (1.7) y (1.8) en (1.6), la caída de presión total teórica se puede determinar mediante la siguiente expresión.

$$\Delta P_{Total} = N \left[\left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d \pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4 + (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_l \right] \quad (1.9)$$

Esta expresión (ec. 1.9) puede emplearse para predecir la caída de presión total de la columna de N etapas en serie.

1.4.3- Operación estable de una columna vertical multietapas de lecho fluidizado con vertederos.

La fluidización de partículas es posible en un intervalo de velocidades que va desde la mínima de fluidización hasta la terminal de las partículas. En una columna multietapas de lechos fluidizados la zona de operación estable (ZOE) está comprendida entre dos velocidades del gas, que son la velocidad mínima de operación o velocidad crítica y la velocidad de inundación, la primera se caracteriza porque los sólidos comienzan a fluir de manera estable de etapa a etapa, en la segunda el flujo de aire es tal que no permite el paso de los sólidos de etapa a etapa, taponeando el vertedero y provocando inundación en la etapa superior. La forma que presenta la ZOE para una columna multietapas de lecho fluidizado con vertederos se presenta en la figura 1.8 [Srinivasa y col., 1994].

Durante la operación de la columna también puede darse el caso en el que la caída de presión no sea la misma en todas las etapas, por ejemplo, que haya mayor caída de presión en la etapa superior, entonces, el aire tenderá a pasar por donde exista menor resistencia, en este caso por el vertedero; al hacer esto, el aire puede arrastrar los sólidos de la etapa inferior a la superior inundándola y dejando vacía la etapa inferior. Knowlton (1986) asume que los sólidos en el vertedero se encuentran en condiciones de mínima fluidización mientras que otros investigadores sostienen que los sólidos en el vertedero fluyen de manera estable mientras la velocidad relativa gas-sólido en el vertedero se mantenga entre 0.5 y 0.9 veces la velocidad mínima de fluidización [Zhang y Rudolph, 1998; Nagashima y col., 2009] lo que correspondería al denominado flujo “lecho fijo” [Knowlton, 1986].

Para determinar si la columna está operando de manera estable, se cuenta con indicadores de operación, como las caídas de presión diferenciales en cada etapa, las cuales deben mantenerse iguales durante toda la operación y evidentemente, otro indicador es que el flujo de sólidos a través de la columna se mantenga estable. En ambos casos, indican que no hay acumulación de sólidos en las etapas. La ZOE depende también del empleo o no de una reducción en la parte baja de los vertederos que limite el paso de aire a través del mismo y de la densidad de la partícula; un cono con una mayor abertura permite ampliar la ZOE respecto a la cantidad de sólidos que fluyen, sin embargo, queda expuesto a una mayor cantidad de aire, lo que podría ocasionar inundación de la columna [Srinivasa y col., 1994].

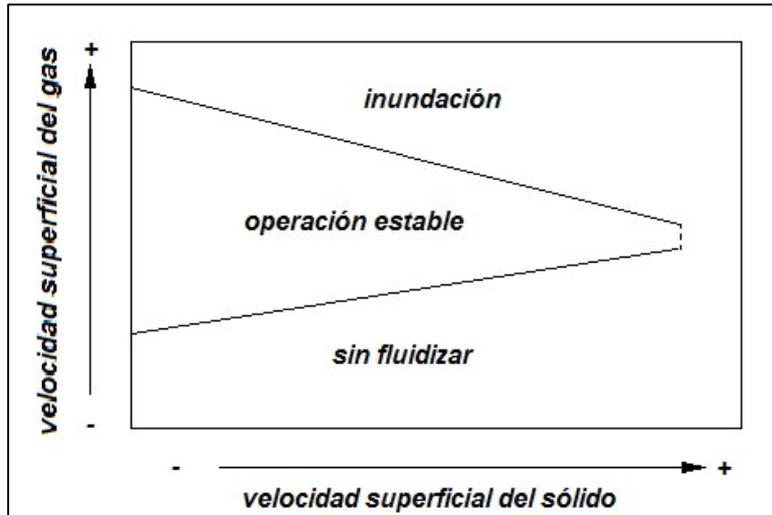


Figura 1.8. Diagrama típico, que muestra la región estable de operación de una columna vertical multietapas de lecho fluidizado con vertederos [Srinivasa y col., 1994].

1.5.- Modelo matemático del secador continuo.

En esta sección se desarrolla un modelo matemático basado en la aproximación de lechos homogéneos para una etapa de secado, teniendo como base lo presentado por Zahed y Epstein (1992) y Zahed y col. (1995).

Los balances de materia y energía globales para 1, 2, 3 o N etapas realizados para la operación continua en el estado estacionario, están basados en el análisis de la figura 1.9 y se encuentran representados por las ecuaciones (1.10) y (1.11). Donde \dot{F}_A y \dot{F}_B son los flujos de aire y sólidos, Y_{ent} y Y_{sal} el contenido de humedad en el aire a la entrada y a la salida del secador, T_{ent} y T_{sal} , $T_{p_{ent}}$ y $T_{p_{sal}}$, la temperatura de entrada y salida de los sólidos, M_{ent} y \bar{M}_{sal} el contenido de humedad a la entrada y a la salida del secador respectivamente.

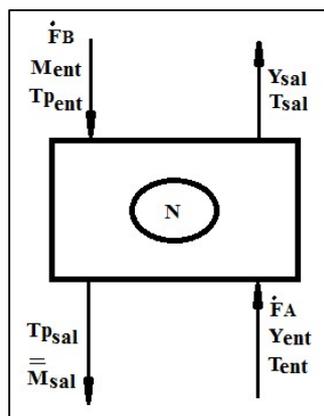


Figura 1.9 Límites sobre los que se realizan los balances.

Balance de materia global:

$$\dot{F}_A(Y_{sal} - Y_{ent}) = \dot{F}_B(M_{ent} - \bar{M}_{sal}) \quad (1.10)$$

El balance de energía global está definido como:

$$[\dot{F}_A(C_a + Y_{ent}C_v) + \dot{F}_B(C_b + M_{ent})](T_{ent} - T_{sal}) - \dot{F}_B(C_b + \bar{M}_{sal}C_w)(T_{ent} - T_{pent}) = \dot{F}_A(Y_{sal} - Y_{ent})\Delta H \quad (1.11)$$

El flujo de aire se define mediante la siguiente ecuación:

$$\dot{F}_A = \rho_g u A \quad (1.12)$$

Con $u = n$ veces la velocidad mínima de fluidización $= n * u_{mf}$ y el área del lecho se obtiene a partir de un balance de material retenido en el lecho representado por la Ec. (1.13).

$$A = \frac{\dot{F}_B \tau_l}{\rho_b h_l} \quad (1.13)$$

Conociendo \dot{F}_A , \dot{F}_B , C_B , M_{ent} , C_w , C_v , T_{ent} , T_{pent} , Y_{ent} y \bar{M}_{sal} Las ecuaciones (1.10) y (1.11) se resuelven para Y_{sal} y T_{sal} , es decir la humedad y temperatura del aire a la salida del secador.

Para una etapa bien mezclada y lo suficientemente profunda es posible afirmar que los sólidos y el aire salen en equilibrio térmico [Zahed y col., 1995], así es posible calcular el contenido de humedad final en el aire a partir del balance de energía por etapas, expresado mediante la ecuación (1.11a). El equilibrio térmico sólo se observa entre etapas y no entre las salidas totales del secador multietapas, así el contenido de humedad del aire se calcula mediante el balance de energía aplicado por etapas.

$$Y_{sal} = Y_{ent} + \frac{[\dot{F}_A(C_a + Y_{ent}C_v) + \dot{F}_B(C_b + M_{ent})](T_{ent} - T_{sal}) - \dot{F}_B(C_b + \bar{M}_{sal}C_w)(T_{ent} - T_{pent})}{\dot{F}_A \Delta H} \quad (1.11a)$$

Para la solución de la ecuación anterior se emplearon datos experimentales y teóricos como el contenido de humedad promedio a la salida del secador.

El contenido de humedad promedio de los sólidos a la salida de un secador continuo de lecho fluidizado (\bar{M}_{sal}) puede ser evaluado a partir de la cinética de secado obtenida durante la experimentación por lotes en condiciones isotérmicas ($\bar{M}(t)$) y mediante el empleo de la correspondiente función de distribución de tiempos de residencia de los sólidos en el secador ($E(t)$), esto se expresa matemáticamente por la ecuación (1.14) [Danckwerts, 1953; Vanecek, 1966; Chandran y col., 1990].

Esta misma ecuación se aplica al estudio del comportamiento real de reactores continuos, para el cálculo de la conversión promedio a la salida de los mismos [Smith, 1991].

$$\bar{M}_{sal} = \int_0^{\infty} \bar{M}(t)E(t)dt \quad (1.14)$$

1.6.- Cinéticas de secado por lotes.

La cinética de secado obtenida en condiciones adiabáticas, por analogía con las reacciones químicas, puede suponerse como de primer orden, representándose de la siguiente manera, ecuación (1.15):

$$-\frac{d\bar{M}}{dt} = k\bar{M} \quad (1.15)$$

Esta expresión se integra, considerando que a $t = 0$, $\bar{M} = M_0$, obteniendo así la ecuación (1.16).

$$\bar{M} = M_0 \exp(-kt) \quad (1.16)$$

La constante de la velocidad de secado (k) puede describirse por la Ley de Arrhenius, para establecer así su dependencia con la temperatura, quedando como se expresa en la ecuación (1.17) [Levenspiel, 2004]:

$$k = A_0 \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) \quad (1.17)$$

Por lo que sustituyendo la ecuación (1.17) en la (1.16), la cinética de secado por lotes resulta ser la ecuación (1.18):

$$\bar{M} = M_0 \exp\left[-A_0 \exp\left(-\frac{E_A}{RT}\right) t\right] \quad (1.18)$$

1.6.1.- Obtención de la curva de secado isotérmica.

En la experimentación, obtener condiciones isotérmicas en el lecho requeriría de un control “sophisticado” de temperatura, el cual tendría que ajustar la temperatura del aire conforme al contenido de humedad que tengan los sólidos a lo largo del experimento. Reay y Allen (1982), proponen una técnica que permite ajustar la curva de secado a temperatura constante, a partir de una curva de secado obtenida experimentalmente a condiciones adiabáticas, manteniendo constante la temperatura de alimentación del aire y registrando la evolución de la temperatura del lecho durante el tiempo (Δt_l) que dura la experimentación. El comportamiento típico de estas dos curvas se presenta en la figura 1.10. El ajuste se obtiene mediante la ecuación (1.19). Donde T_{isot} es la temperatura isotérmica en el lecho y T_l es la temperatura de alimentación del aire.

$$\Delta t_{isot} = \Delta t_l \left(\frac{[(p_s - p_i)(M - Meq)]_{T_l}}{[(p_s - p_i)(M - Meq)]_{T_{isot}}} \right) \quad (1.19)$$

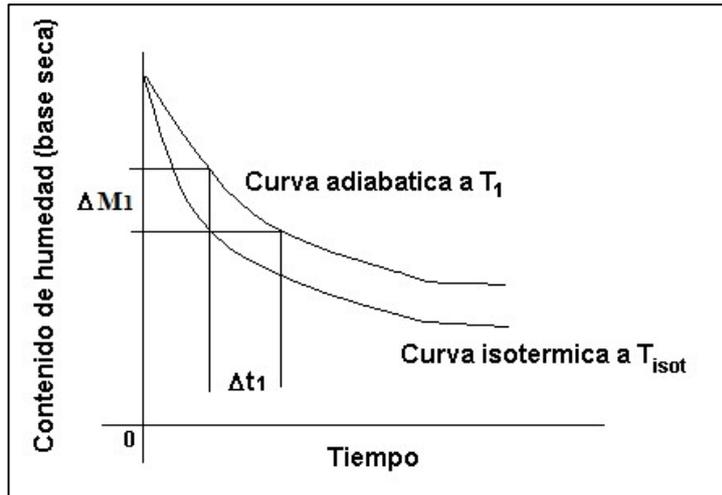


Figura 1.10.- Transformación de las curvas de secado adiabática a isotérmica por lotes [Reay y Allen, 1982].

Donde p_s es la presión de vapor de agua, p_i es la presión parcial de agua en el aire de alimentación, M es el contenido de humedad a un tiempo dado y M_{eq} es el contenido de humedad en el equilibrio. Bahu (1994), determinó que para materiales tipo B (según la clasificación de Geldart), el cálculo de la curva a condiciones isotérmicas es prácticamente independiente de la humedad, por lo que emplearon la ecuación de la forma:

$$\Delta t_{isot} = \Delta t_1 \left(\frac{[(p_s - p_i)]_{T_1}}{[(p_s - p_i)]_{T_{isot}}} \right) \quad (1.20)$$

1.6.2.- Curva de secado característica.

Cuando las curvas de secado son determinadas sobre un intervalo de condiciones de operación para un sólido dado, las curvas parecen ser geoméricamente similares. Si estas curvas fueran normalizadas con respecto a la velocidad de secado inicial y al contenido promedio de humedad, entonces todas las curvas podrían aproximarse a una sola curva “característica” de la partícula. Esta es la curva característica de secado [Mujumdar y Devahastin, 2006]. Las variables normalizadas y la curva de secado característica f están definidas por las ecuaciones (1.21) y (1.22) respectivamente:

$$\varphi = \frac{M - M_{eq}}{M_0 - M_{eq}} \quad (1.21)$$

$$f = \left(\frac{-(d\bar{M}/dt)}{-(d\bar{M}/dt)_0} \right) \quad (1.22)$$

Si el comportamiento del secado del sólido está descrito por la curva característica, entonces sus propiedades deben de satisfacer los siguientes criterios.

1.- El contenido de humedad crítica es invariante e independiente del contenido de humedad inicial y de las condiciones externas.

2.- Todas las curvas de secado para una sustancia específica son geoméricamente similares así que su forma es única e independiente de las condiciones externas.

Estos criterios son restrictivos y es poco probable que cualquier sólido las satisfaga sobre un intervalo exhaustivo de condiciones, sin embargo, el concepto es ampliamente usado para interpolación y predicción del desempeño del secador. En la figura 1.11a) y 1.11b) se presentan curvas características típicas para malla molecular y gel de sílice. [Mujumdar y Devahastin, 2006]

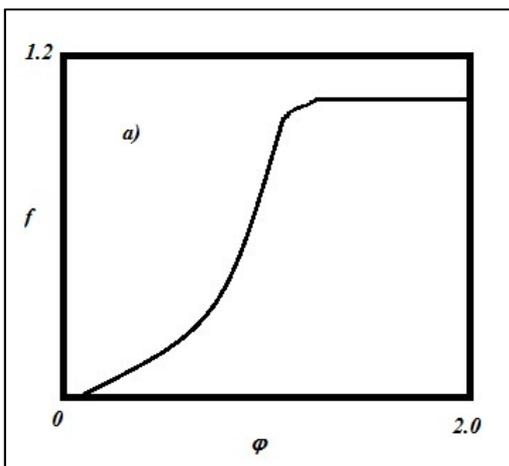


Figura 1.11 a) Curva característica para partículas de malla molecular 13-X, $M_0=0.27$, diámetro 2.2 mm, velocidad del aire 4.4 m/s, Temperatura del aire = 36.5 a 97 °C.

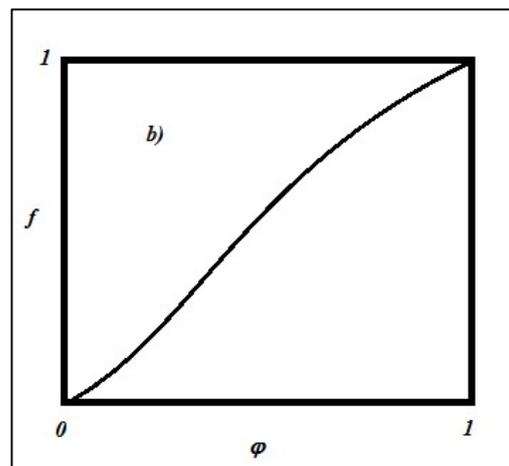


Figura 1.11 b) Curva característica para partículas de gel de sílice, diámetro 3.0 mm, velocidad del aire 1.0 m/s, Temperatura del aire = 54 a 68 °C, Temperatura de bulbo húmedo = 25-29 °C.

La curva de secado característica se emplea en el desarrollo del método gráfico para calcular la eficiencia del secador multietapas, según la metodología propuesta por Keeey (1975) que se describe más adelante.

1.7.- Distribución de tiempos de residencia.

El tiempo que los sólidos permanecen dentro de un secador influye directamente en la calidad del producto, con tiempos muy cortos el nivel de secado es insuficiente, mientras que tiempos excesivos producirían daños en el producto que se está secando. Por otro lado, el tiempo de residencia en el secador está influenciado por el tipo de secador empleado y sus condiciones de operación, así como por las características del material que se está secando (tamaño de la partícula, densidad, porosidad, contenido de humedad) [Reyes y Castro, 2004].

Cuando un secador continuo opera en condiciones de estado estacionario, el tiempo de residencia individual de las partículas difiere, por esto es común informar sobre una distribución de tiempos de residencia (DTR) o de un tiempo de residencia promedio de las partículas en el lecho [Vanecek, 1966 y Chandran, 1990].

El conocimiento de la distribución de tiempos de residencia es necesario para resolver las ecuaciones de transferencia de masa y energía y así describir completamente la temperatura y el contenido de humedad en el secador, a la vez permite conocer el patrón de flujo de los sólidos que prevalece en el lecho [Renauld y col. 2001].

La función de distribución de tiempos de residencia se obtiene de manera experimental, mediante alguna técnica de estímulo respuesta, como puede ser la inyección de un trazador (pulso) en la corriente de alimentación y el correspondiente seguimiento de la concentración del mismo a la salida del secador en función del tiempo. Estos datos experimentales se tratan siguiendo la metodología propuesta por Levenspiel [Levenspiel, 2004]. La función de DTR para medidas discretas, a intervalos de tiempo iguales, Δt_i , se calcula mediante la siguiente ecuación (1.23):

$$E(\theta) = E\tau = \frac{C_i\tau}{\sum_0^n (C_i\Delta t_i)}; \quad (1.23)$$

Donde el tiempo adimensional se define mediante la ecuación (1.24)

$$\theta = \frac{t}{\tau} \quad (1.24)$$

Esta distribución queda caracterizada mediante dos parámetros que son la media y la varianza, la primera corresponde en este caso al tiempo de residencia medio y se calcula mediante la ecuación (1.25):

$$\tau_{mod} \cong \frac{\sum_0^n t_i C_i \Delta t_i}{\sum_0^n C_i \Delta t_i} \quad (1.25)$$

El tiempo de residencia experimental es posible obtenerlo a partir del flujo de sólidos alimentados y la cantidad de sólidos retenidos en el lecho, mediante la ecuación (1.26):

$$\tau_{exp} \cong \frac{m_B}{\dot{F}_B} \quad (1.26)$$

El segundo parámetro es la amplitud de la distribución, comúnmente conocida como varianza y se calcula empleando la siguiente ecuación.

$$\sigma^2 = \frac{\sum_0^n t_i^2 C_i}{\sum_0^n C_i} - \left[\frac{\sum_0^n t_i C_i}{\sum_0^n C_i} \right]^2 \quad (1.27)$$

Graficando los valores de E_θ contra el tiempo adimensional, se obtiene la curva de DTR. En la figura 1.12 se presentan algunas funciones típicas para diferentes grados de mezclado en el lecho.

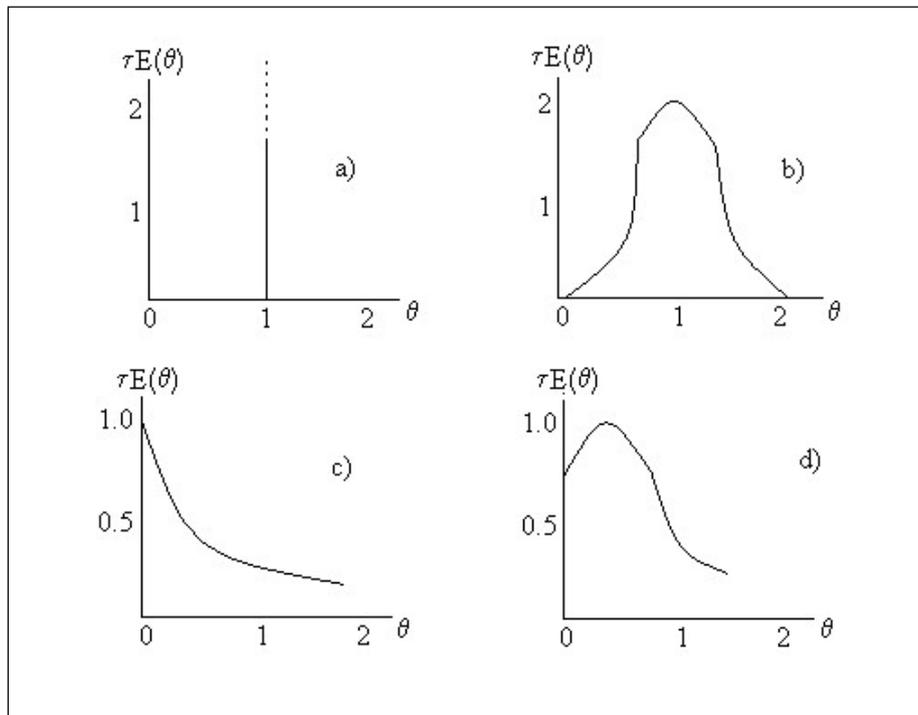


Figura 1.12. Funciones respuesta para un sistema continuo, inyección tipo pulso. a) Flujo pistón, b) Flujo arbitrario con cierto grado de mezclado, c) Flujo en mezclado perfecto, d) Mezclado con cierto grado de retención [Levenspiel, 2004].

1.7.1.- Modelos de DTR para tanques conectados en serie.

La función de distribución de tiempos de residencia puede representarse por un modelo de un parámetro como el de tanques perfectamente agitados en serie [Krishnaiah y col., 1982]. Se puede asumir que el mezclado de los sólidos en un lecho fluidizado es perfecto [Viswanathan, 1986; Chandran, 1990], entonces la correspondiente distribución de tiempos de residencia para una etapa está dada por la ecuación (1.28):

$$E(\theta_1) = E\tau_1 = \exp(-\theta_1) \quad (1.28)$$

Mientras que para N etapas se puede generalizar mediante la ecuación (1.29) [Levenspiel, 2004]:

$$E(\theta) = EN\tau_i = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} * e^{-N\theta} \quad (1.29)$$

Así la ecuación (1.29) en función del tiempo está dada por la ecuación (1.30), para N etapas idénticas [Levenspiel, 2004]:

$$E(t) = \frac{1}{\tau_i} \left(\frac{t}{\tau_i}\right)^{N-1} * \frac{1}{(N-1)!} * e^{-t/\tau_i} \quad (1.30)$$

Por último el número de tanques teóricos está dado por la ecuación (1.31)

$$N_{teórico} = \frac{\tau^2}{\sigma^2} \quad (1.31)$$

Gráficamente, en la figura 1.13, se presenta el comportamiento de las funciones de DTR del modelo de tanques en serie. Para N=1 se representa el comportamiento de un tanque en mezclado perfecto, mientras que cuando el número de tanques en serie crece, el patrón de flujo de los sólidos tiende al flujo en pistón.

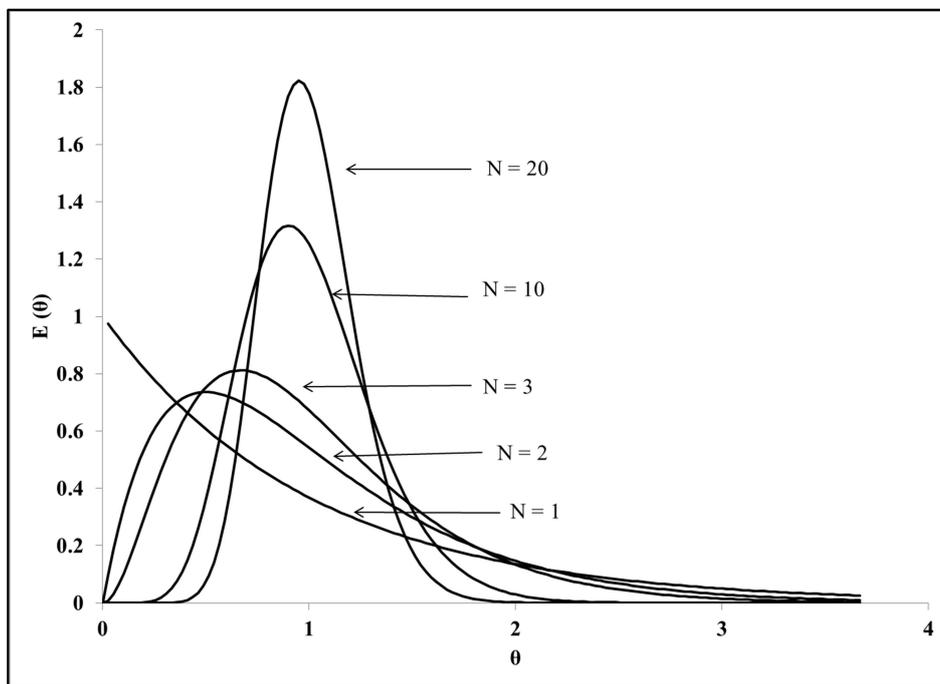


Figura 1.13. Curvas teóricas de DTR para el modelo de tanques en serie [Levenspiel, 2004].

1.8.- Modelo matemático del secador continuo multietapas.

Considerando que el secador multietapas se ajusta al modelo de tanques en serie, el contenido de humedad en los sólidos a la salida del secador multietapas en continuo se obtendría al sustituir las ecuaciones (1.18) y (1.30) en (1.14), generando el modelo dado por la ecuación (1.32).

$$\bar{M}_{sal} = \int_0^{\infty} M_0 \exp \left[-A_0 \exp \left(-\frac{E_A}{RT} \right) t \right] \left(\frac{1}{\tau_i} \left(\frac{t}{\tau_i} \right)^{N-1} * \frac{1}{(N-1)!} * e^{-t/\tau_i} \right) dt \quad (1.32)$$

El conocimiento del contenido de humedad final promedio de los sólidos a la salida del secador multietapas (mediante la Ec. 1.32) permite calcular el contenido de humedad y la temperatura en el aire a la salida (Y_{sal}, T_{sal}), mediante los correspondientes balances de materia y energía realizados para N etapas en serie (figura. 1.9). Estos balances están dados por las ecuaciones (1.10) y (1.11).

1.9.- Evaluación del desempeño del secador multietapas.

Para evaluar el efecto que tienen el número de etapas, la relación L/D y la temperatura de alimentación del aire sobre el secado de la gel de sílice, se emplearon diferentes conceptos como son el grado de secado, la eficiencia global mediante un método gráfico, la eficiencia global de Murphree y el consumo específico de energía.

1.9.1.- Grado de secado.

El concepto de grado de secado (η_d) fue introducido por Yeong-Seop y col. (2000), se encuentra definido por la Ec. (1.33):

$$\eta_d = \left(1 - \frac{M_{sal}}{M_{ent}} \right) * 100 \quad (1.33)$$

Esta expresión permite identificar con cual configuración del secador se retira mayor cantidad de humedad de los sólidos.

1.9.2.- Método gráfico para el cálculo de la eficiencia global del secador multietapas.

Un método gráfico reportado para el cálculo de la eficiencia global de un secador multietapas es el reportado por Keey (1975). A partir de un balance de humedad sobre la etapa i del secador multietapas esquematizado en la figura 1.14 se obtiene la ecuación (1.34):

$$\bullet \quad \dot{F}_A(Y_i - Y_{i+1}) = \dot{F}_B(M_i - M_{i-1}) \quad (1.34)$$

Misma que representa la línea de operación para la i -ésima etapa.

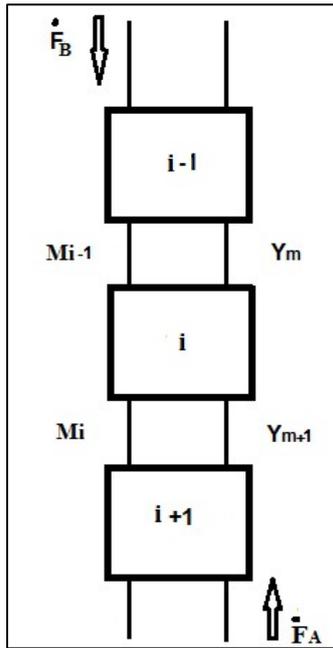


Figura 1.14. Columna multietapas.

Gráficamente la línea de operación y la línea de equilibrio se representan en la figura 1.15

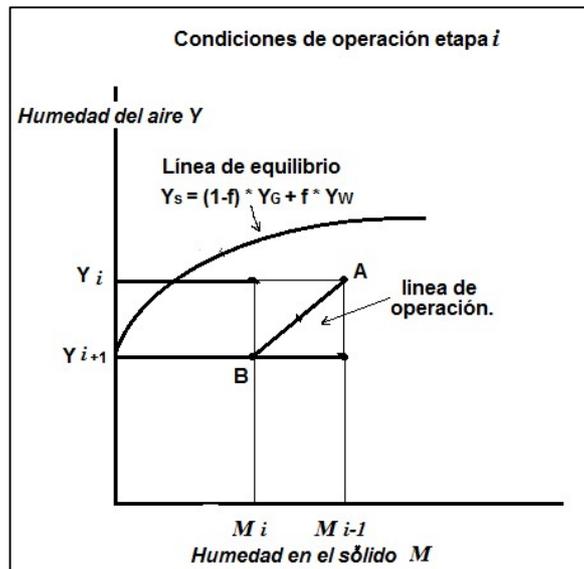


Figura 1.15 Método gráfico para el secado en multietapas.

Donde la curva de equilibrio está dada por la Ec. (1.35) [Keey, 1975]

$$Y_s = (1 - f)Y_G + fY_W \quad (1.35)$$

En esta ecuación se tiene que:

f es la curva de secado característica.

$Y_G(M)$ se genera a partir del balance de humedad.

Y_W Humedad de saturación a la t_W de entrada del aire.

Así la eficiencia global del secador multietapas se puede calcular mediante la ecuación (1.36)

$$E_o = \frac{\text{Número de etapas ideales}}{\text{Número de etapas reales}} \quad (1.36)$$

Donde el número de etapas ideales se determina gráficamente mediante el trazado de “escalones” según el método gráfico de McCabe-Thiele [Treybal, 2003].

1.9.3.- Eficiencia Global de Murphree.

La eficiencia global de Murphree (M_{OE}) aplicada al secador multietapas está definida de la siguiente manera (ec. 1.37) [Srinivasa y col., 1995].

$$M_{OE} = \frac{M_{ent} - M_N}{M_{ent} - M_N^*} \quad (1.37)$$

Dónde: M_{ent} y M_N son las humedades de entrada y a la salida de la etapa N , respectivamente y M_N^* es la humedad en el equilibrio a la temperatura en la etapa N .

1.9.4.- Consumo específico de energía.

El consumo específico de energía (CEE) junto con las condiciones de seguridad y legislación ambiental son algunos de los factores que influyen en la selección de un secador. Para un secador dado, una forma de ahorrar energía es mediante la recirculación del gas o mediante el empleo de múltiples etapas [Mujumdar, 2006].

En este caso de estudio, el consumo específico de energía fue calculado empleando la ecuación (1.38) [Zhang y col., 2002]. El CEE permite determinar la cantidad de energía consumida por kilogramo de agua evaporada y comparar la eficiencia energética de las diferentes configuraciones de secadores empleados.

$$CEE = \left[\frac{\dot{F}_A(c_a + c_v Y_{ent})(T_{ent} - T_{am})}{V_h} \right] \left(\frac{\tau}{m_v} \right) \quad (1.38)$$

1.10.- Diseño experimental.

El diseño factorial describe los experimentos más adecuados para conocer simultáneamente que efectos tienen r factores sobre una variable de respuesta y descubrir si interaccionan entre ellos. Estos experimentos están planeados de forma que se varían simultáneamente varios factores, pero se evita que cambien siempre en la misma dirección. Al no haber factores correlacionados se evitan experimentos redundantes. Además, los experimentos se complementan de tal modo que la información buscada se obtiene combinando las

respuestas de todos ellos. Esto permite obtener la información con el mínimo número de experimentos y con la menor incertidumbre [Ferré, 2003].

La forma de la función que determina la relación entre los factores y la variable de respuesta es, en general desconocida, por lo que el primer objetivo del análisis por superficies de respuesta consiste en establecer experimentalmente una aproximación apropiada de la función. Para ello, se propone un modelo de ecuación, generalmente polinómico, en los r factores y se selecciona un conjunto de tratamientos sobre los que se realizan las observaciones experimentales, que se utilizarán tanto para obtener estimaciones de los coeficientes del modelo propuesto como para obtener una estimación del error experimental (se pueden generar a partir de las estructuras del diseño factorial 3^3 o el Diseño Central Compuesto) para lo que es necesario de 3 a 5 repeticiones. Se realizan entonces contrastes sobre las estimaciones de los parámetros y sobre el ajuste del modelo y si el modelo se considera adecuado, puede utilizarse como función de aproximación. En tal caso, el estudio de la superficie de respuesta se hace en términos de la superficie ajustada, pues su análisis será aproximadamente equivalente al del sistema real [Piña y col., 2006].

Los polinomios usados más frecuentemente como funciones de aproximación son los de órdenes uno y dos, que proporcionan, respectivamente los siguientes modelos:

Modelos de primer orden.

Cuando no se tiene suficiente información acerca de la forma que presenta la superficie de respuesta, el primer intento de ajuste se hace generalmente, aproximando a través de un modelo de primer orden dado por la ecuación (1.39) [Montgomery, 2011].

La forma general de un modelo de primer orden con r factores, X_1, X_2, \dots, X_r , es:

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^r \beta_i X_i + \epsilon \quad (1.39)$$

El modelo de primer orden ajustado es:

$$\hat{Y} = b_0 + \sum_{i=1}^r b_i X_i \quad (1.40)$$

Si el modelo está bien ajustado, la parte no aleatoria del modelo representa la respuesta real esperada y ϵ es el error experimental. Sin embargo, si el modelo no está ajustado a la función respuesta real, lo que ocurre cuando la relación entre la respuesta y los factores está demasiado simplificada, ϵ contiene, además del error experimental, una parte de error no aleatorio que se debe a la falta de ajuste.

Modelos de segundo orden.

Cuando existe curvatura en la superficie de respuesta, el modelo de primer orden no es una aproximación adecuada y es necesario utilizar un modelo que ajuste mejor. Se emplea entonces un modelo de segundo orden [Montgomery, 2011].

La forma general de un modelo de segundo orden con r factores, X_1, X_2, \dots, X_r , es:

$$Y = \beta_0 + \sum_{i=1}^r \beta_i X_i + \sum_{i=1}^r \beta_{ii} X_i^2 + \sum_{i=1}^{r-1} \sum_{\substack{j=2 \\ j>1}}^r \beta_{ij} X_i X_j + \epsilon \quad (1.41)$$

El modelo ajustado de segundo orden es:

$$\hat{Y} = b_0 + \sum_{i=1}^r b_i X_i + \sum_{i=1}^r b_{ii} X_i^2 + \sum_{i=1}^{r-1} \sum_{\substack{j=2 \\ j>1}}^r b_{ij} X_i X_j \quad (1.42)$$

Mediante un análisis de varianza (ANOVA) para un nivel de significancia dado (α) se evalúan los coeficientes de regresión del modelo y con esto es posible generar gráficas de superficies de respuesta que ejemplifiquen el efecto que tienen las variables de estudio (X_i , X_j) sobre la variable de estudio \hat{Y} [Montgomery, 2011].

CAPÍTULO 2. ANTECEDENTES Y PLANTEAMIENTO DEL PROBLEMA.

2.1.- Revisión bibliográfica.

A continuación se presenta una revisión de la bibliografía reportada en la literatura especializada respecto a la operación de columnas multietapas de lecho fluidizado.

Wolf y Resnick (1965) desarrollan un modelo de dos parámetros para ajustar distribuciones de tiempos de residencia (DTR) empleando un equipo multietapas con y sin vertederos, estos parámetros son indicadores del patrón de flujo. A partir de experimentos en una etapa, predicen el comportamiento de N etapas.

Para predecir el comportamiento de N etapas es necesario suponer que todas se comportan como la etapa en la que se realizó la experimentación y no es claro que tipo de desviaciones del flujo ideal están presentes si los parámetros obtenidos experimentalmente no tienen los valores propuestos por ellos.

Raghuraman y Varma (1975) presentan un modelo para DTR de un equipo multietapas sin vertedero, basado en tres parámetros que reflejan el retromezclado, el estancamiento de material en cada etapa y una fracción de sólidos saliendo del equipo inmediatamente.

El modelo presentado es exitoso para las condiciones de operación que emplearon, sin embargo, no es posible emplear este modelo en una columna multietapas con vertedero, ya que, ésta no presenta grandes no idealidades como el cortocircuito y el estancamiento descritos en la publicación.

Krishnaiah y col. (1982) ajustan datos experimentales obtenidos en una columna multietapas con vertederos empleando un modelo propuesto por Buffham y Gibilaro (1968), el cual emplea como único parámetro el número de etapas teóricas. Concluyen que este modelo describe satisfactoriamente la DTR experimental.

Krishnaiah y Varma (1982) determinan correlaciones para caída de presión, concentración de sólidos en el lecho y tiempo de residencia. Las correlaciones generadas cubren un amplio intervalo de diámetro de la columna, diámetro de partícula y flujo de aire y sólidos alimentados. Emplean un cono al final del vertedero y concluyen que éste garantiza una fluidización “suave”.

Srinivasa y col. (1994) realizan un estudio sobre estabilidad de columnas multietapas con y sin vertedero y determinan correlaciones para calcular las velocidades que limitan la operación estable de la columna, así como para la caída de presión y la altura de sólidos en el vertedero. Para el caso de la columna con vertedero varían el diámetro de partícula, el flujo de sólidos y de aire y el diámetro del cono al final del vertedero. Concluyen que al aumentar el diámetro del cono, aumenta la región de operación estable de la columna.

Sin embargo, en las correlaciones que presentan, no aparece el diámetro del cono y mencionan que no influye sobre la caída de presión en el lecho, sin embargo, hay que resaltar que sí influye sobre la cantidad de sólidos retenidos y por ende tendría que influir en la caída de presión en el lecho.

Srinivasa y col. (1995) comparan el desempeño de diferentes tipos de secadores por lotes y en continuo con una, dos y tres etapas. Determinan que el secador por lotes es mejor en

cuanto a remoción de humedad que una etapa en continuo, pero, dos y tres etapas en continuo superan el desempeño del secador por lotes en cuanto a remoción de humedad y material tratado. Mediante el modelo propuesto por Vanecek simulan el comportamiento de una etapa en continuo suponiendo mezclado perfecto. No realizaron DTR, ni simularon el comportamiento con dos y tres etapas.

Martín y col. (1995) realizan un estudio sobre la estabilidad de una columna multietapas de lecho fluidizado con vertederos sin reducción. Por tal motivo, para este estudio emplearon un flujo de másico de $1 \text{ kg m}^{-2} \text{ s}^{-1}$. Reportan formación de “slugging” en el vertedero y que el mismo se forma cuando las burbujas en el vertedero alcanzan 0.6 veces el diámetro del vertedero y desarrollan una expresión para calcular la altura de los sólidos en el vertedero. Al emplear un flujo de sólidos tan bajo, la operación estable de la columna se puede lograr para un amplio intervalo de valores del flujo de gas. El estudio estaría limitado a estas condiciones de operación, ya que, hay que recordar que la zona de operación estable está fuertemente influenciada por el flujo de sólidos alimentados, reduciéndose considerablemente al aumentarse el flujo de estos.

Srinivasa y Subramanian (1998) estudiaron el comportamiento de secadores multietapas con vertedero y sin vertedero, el provisto con vertederos presentó un mejor desempeño en cuanto a remoción de humedad, estas ventajas se le atribuyen a que tiene un mayor tiempo de residencia, menos “bypass” y zonas muertas. Estas conclusiones fueron basadas en estudios anteriores, ya que, no realizaron ninguna determinación experimental de DTR.

Kyong-Bin y col. (2002) estudian el comportamiento de un secador rectangular multietapas con vertederos, asimismo, modelan y simulan el desempeño del mismo empleando el modelo propuesto por Vanecek. Al no realizar experimentos por lotes toman una cinética obtenida por Kannan (1994) y suponen mezclado perfecto en todas las etapas.

No es muy confiable suponer que todas las etapas se comportan como mezclado perfecto en una columna rectangular en la que es de suponerse zonas muertas. Reportan un tiempo en el que se alcanza el estado estacionario de la columna, pero no presentan datos sobre el tiempo de residencia ni DTR experimentales.

Santiago y col. (2007) presentan un estudio sobre la operación estable de una columna de lecho fluidizado con vertederos, conformada con dos etapas. Establecen condiciones límites de estabilidad en función de la caída de presión en el lecho superior y en el vertedero, variando la relación L/D , el diámetro del vertedero y el uso o no de una válvula cónica al final del vertedero. Concluyen que la relación L/D y el tamaño del vertedero no tienen efectos significativos en la operación del sistema, sin embargo, no mencionan si estos límites de estabilidad también aplican para relaciones de L/D mayores a 1, en las que existiría una mayor cantidad de sólidos retenidos en el lecho y por lo tanto cambios en la caída de presión.

Verduzco (2009) presentó un estudio de un secador de lecho fluidizado continuo empleando una sola etapa, en el que se variaron la temperatura de alimentación del aire y la relación L/D , concluye que ambas variables contribuyen para obtener un sólido más seco y homogéneo, sin embargo al aumentar la relación L/D hasta un valor de 2, se observa la aparición de cortocircuitos y crecimiento de burbujas en el lecho, fenómeno no deseado.

Mohanty y col. (2009, 2010) realizan el estudio de un reactor multietapas de lecho fluidizado con vertederos, presentan correlaciones empíricas obtenidas empleando el teorema Π de Buckingham para cantidad de sólidos retenidos en el lecho, altura de sólidos en el vertedero en condiciones estables y caída de presión en el lecho. Tomando como variables el flujo de sólidos, el de gas y densidad de partícula. En todos los casos de estudio emplean un cono al final del vertedero para asegurar estabilidad en la operación.

Mahalik y col. (2014) realizaron un estudio sobre la hidrodinámica de una columna multietapas operada por lotes, reportando que la caída de presión y velocidad mínima de fluidización en cada etapa es función del diámetro de la partícula, diámetro de la columna y altura del lecho. Este tipo de columnas difícilmente podría emplearse en el secado de sólidos granulares a gran escala debido a las dificultades propias de la operación por lotes, como son el costo de producción y la escala de producción baja con la que se podría operar.

2.2.- Planteamiento del problema.

En la literatura especializada se reporta experimentación en columnas multietapas (de entre 3 y 5 etapas y relaciones de L/D no mayores a 1, estas columnas han sido empleadas como reactor, adsorbedor y secador principalmente. En la mayoría de estos trabajos se modela empleando el modelo integral suponiendo que cada etapa se comporta como un tanque perfectamente mezclado y de ahí se supone que todas las etapas se comportan igual. En esta investigación se propone emplear una DTR experimental obtenida para cada configuración multietapas para tomar en cuenta el patrón de flujo de los sólidos cercano al comportamiento real en la columna multietapas.

Debido a la reducida zona de operación que caracteriza este tipo de columnas, que se traduce en un intervalo reducido de flujos posibles de alimentación, la variación del tiempo de residencia es reducida. En esta investigación se pretende aumentar el tiempo de residencia de los sólidos en el lecho, ya que es una variable de importancia en secado, variando la altura del vertedero y por lo tanto la del lecho fluidizado y por ende la cantidad de sólidos retenidos manteniendo fijos los flujos de aire y sólido, lo que garantiza trabajar en la zona de operación estable.

El diseño del vertedero es elegido hasta cierto punto empleando reglas heurísticas y algunas pruebas de acierto y error, en esta investigación se realiza un análisis de la hidrodinámica en el vertedero para determinar alguno de los parámetros de importancia en el desempeño de una columna multietapas.

No se han presentado modelos estadísticos sobre secadores multietapas de lecho fluidizado que intenten explicar la variabilidad de algunas de las principales variables de estudio, estos modelos permiten predecir los valores de las variables y en el intervalo de estudio y pueden ser empleados en un primer proceso de optimización.

No se han reportado pruebas experimentales que demuestren las condiciones de estabilidad en función de las caídas de presión en la columna y por etapas, en esta investigación se verifica que los criterios de estabilidad por etapas y en la totalidad de la columna se cumplan y se generara un modelo teórico a partir de un balance de caídas de presión y un modelo estadístico a partir de un diseño factorial.

Aunque se han propuesto correlaciones que para determinar la altura que los sólidos alcanzan en el vertedero, en todos los casos se supone que operan en condiciones de mínima fluidización, sin embargo algunos investigadores coinciden que la operación estable de los mismos se tiene en un intervalo de velocidades menor, por tal motivo en esta investigación se genera una ecuación que incluye esta consideración.

En esta investigación se tomaron 3 variables de estudio en tres diferentes niveles generando un diseño factorial 3^3 en el que se realizaron 5 repeticiones en el punto central. Las variables y sus niveles son: La temperatura de alimentación del aire con niveles de 50, 60 y 70°C; la relación longitud de vertedero a diámetro de secador (L/D) en 0.5, 1.0 y 1.5 es importante señalar que la altura del vertedero determinara también la altura del lecho fluidizado así que en el desarrollo de esta investigación se consideran equivalentes; y el número de etapas empleadas en 1, 2 y 3 etapas. En el Apéndice B se muestran las 27 combinaciones factoriales y las 5 repeticiones así como el valor de las variables de estudio de cada experimento.

2.3.- Objetivos.

2.3.1.- Objetivo general.

Determinar los límites de operación estable de una columna de lecho fluidizado continua con vertederos para su aplicación como secador de gel de sílice, asimismo, planteando un modelo estadístico y validando un modelo integral se evaluarán experimentalmente algunos parámetros que afectan al secado.

2.3.2.- Objetivos particulares.

- * Realizar un estudio sobre la hidrodinámica de los vertederos.
- * Evaluar la influencia de la reducción cónica implementada en los vertederos de la columna sobre la zona de operación estable de la misma.
- * Determinar experimentalmente la DTR y establecer un modelo adecuado que la represente.
- * Determinar cinéticas de secado por lotes de la gel de sílice.
- * Evaluar el comportamiento de un secador multietapas contra el desempeño de un secador con una etapa tratando la misma cantidad de material con el mismo tiempo de residencia.

CAPÍTULO 3.

DESARROLLO EXPERIMENTAL.

3.- DESARROLLO EXPERIMENTAL.

3.1. Material.

Se empleó gel de sílice con las siguientes propiedades físicas e hidrodinámicas: $d_p = 1.8 \times 10^{-3}$ m, $\rho_p = 2100$ kg/m³, $\epsilon_{mf} = 0.67$, $\phi = 1$, u_{mf} experimental = 1.4 m/s, este material se considera como sólido tipo D de acuerdo a la clasificación de Geldart (1986). Con el fin de obtener material con humedad inicial promedio constante en todos los experimentos, la gel de sílice se colocó en cámaras herméticas de 90% de humedad relativa hasta alcanzar una humedad promedio en el sólido de 0.35 kg agua / kg de sólido seco, determinada mediante diferencia de pesos, en una estufa de convección forzada (RIOSSA-México).

3.2. Descripción del equipo experimental continuo.

En la figura 3.1, se muestra la instalación experimental. La columna multietapas está construida en acrílico con diámetro interno de 9.5×10^{-2} m, puede modificarse para operar con 1, 2 o 3 etapas de 0.30 m de altura cada una, con paredes aisladas y placa distribuidora con 233 orificios de 1.0×10^{-3} m de diámetro en arreglo triangular. La alimentación del aire se hace por medio de un compresor y tuberías de acero galvanizado, el flujo de aire se reguló con un rotámetro (Cole Parmer-USA) que permite un flujo de entre 5.0×10^{-5} y 3.16×10^{-4} m³/s. La presión manométrica de alimentación del aire fue de 344.74 kPa. Para el calentamiento del aire de alimentación se tiene una batería de 10 resistencias eléctricas tipo abrazadera (200 W cada una) instaladas en la tubería y por medio de un controlador (Chromalox mod.3910-USA) se regula a la temperatura deseada. El alimentador de sólidos está construido en acrílico y cuenta con una banda transportadora de velocidad variable y una tolva con capacidad para 5 kg de sólidos. La caída de presión se mide con cuatro manómetros de vidrio en U. Cada etapa tiene puertos para medición de temperatura y caídas de presión. Los vertederos tienen un diámetro interno de 2.25×10^{-2} m, la longitud de los mismos puede variar de tal forma que representen el 0.5, 1.0 o 1.5 veces el diámetro del secador y están provistos con una reducción cónica construida en Nylamid localizada en su parte inferior con un área libre de 45% respecto al área transversal del vertedero. Las características geométricas de esta reducción se determinaron mediante el estudio de la zona de operación estable (ZOE) que se detalla en las secciones 3.4 y 4.2.1.

En la figura 3.2 se muestra el vertedero junto con la reducción cónica colocada en la parte inferior del mismo. La reducción cónica tiene una conicidad (ec. 3.1) de 0.46 y un ángulo del cono (γ) de 24°

$$\text{Conicidad} = \frac{D_M - d_m}{Z} \quad (3.1)$$

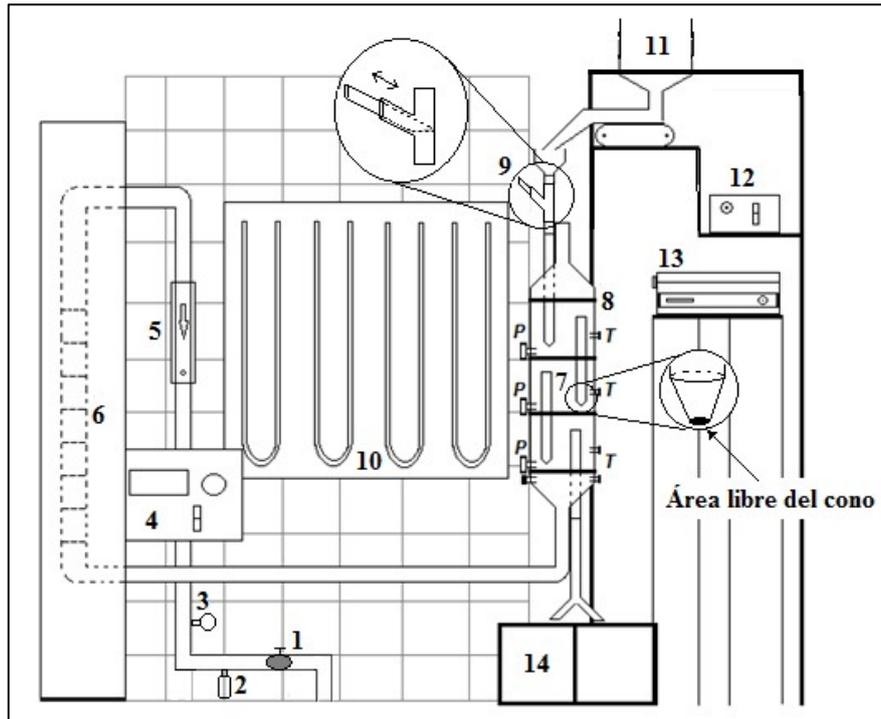


Figura 3.1. Esquema del secador multietapas. 1.- Válvula, 2.- Trampa de humedad, 3.- Regulador de presión, 4.- Control de temperatura del aire de alimentación, 5.- Rotámetro, 6.- Batería de resistencias eléctricas, 7.- Vertederos, 8.- Columna en multietapas, 9.-Válvula para inyección de trazador, 10.- Manómetros en U, 11.- Alimentador de sólidos, 12.- Control del alimentador de sólidos, 13.- Registrador de temperatura, 14.- Colector de sólidos. *P.*- Puntos para medir caídas de presión, *T.*- Puertos para medición de temperatura.

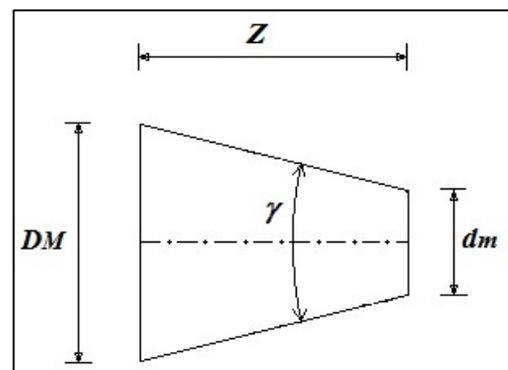


Figura. 3.2 Fotografía y esquema de la reducción cónica construida en Nylamid.

3.3. Descripción del equipo experimental por lotes.

En la figura 3.3 se muestra el equipo para la operación por lotes, el secador está construido en acrílico, tiene un diámetro interno de 0.1 m y 0.6 m de altura y placa distribuidora con 233 orificios de 1.0×10^{-3} m de diámetro en arreglo triangular. La alimentación del aire se hace por medio de un compresor con líneas de acero galvanizado, el flujo de aire se reguló con un rotámetro (Cole Parmer-USA) que permite un flujo de entre 5.0×10^{-5} y 3.16×10^{-4} m³/s. La presión manométrica de alimentación del aire fue de 344.74 kPa. Para el calentamiento del aire de alimentación se tiene una batería de 10 resistencias eléctricas tipo abrazadera (200 W cada una) instaladas en la tubería y por medio de un controlador (Chromalox mod.3910-USA) se regula a la temperatura deseada. El secador tiene puertos para la medición de la caída de presión y la temperatura en el lecho.

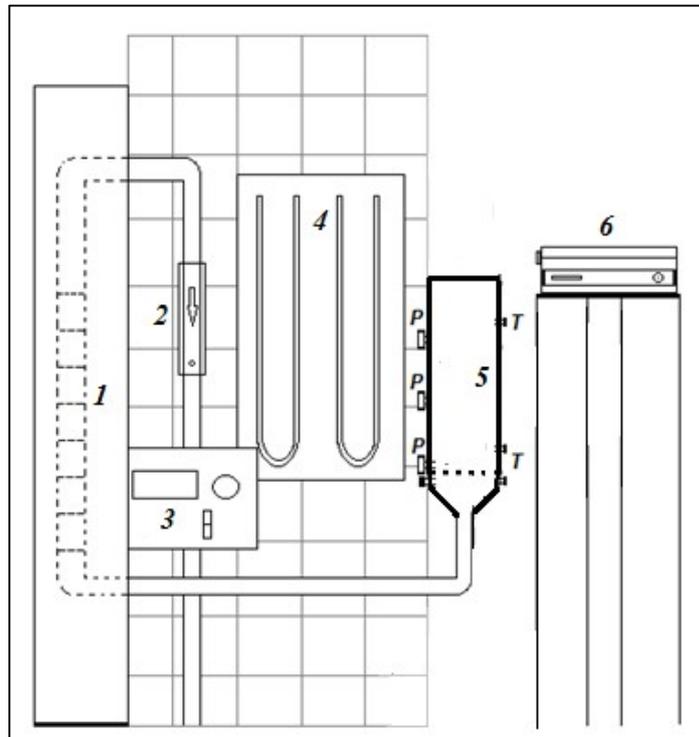


Figura 3.3. Esquema secador por lotes. 1.- Batería de resistencias eléctricas, 2.- Rotámetro, 3.- Control de temperatura del aire de alimentación, 4.- Manómetros en U, 5.- Columna de acrílico aislada térmicamente, 6.- Registrador de temperatura, P.- Puntos para medir caídas de presión, T.- Puertos para medición de temperatura.

3.4. Determinación de la zona de operación estable.

Se agrega suficiente sólido a las etapas (1, 2 o 3, en arreglo vertical) para que los vertederos queden inmersos en el lecho de sólidos y a continuación se fija un flujo de alimentación de sólidos y se varía el del aire de alimentación, monitoreando la caída de presión en las etapas y la altura de sólidos en el vertedero. El punto de operación se considera no estable si la

caída de presión en las etapas no es la misma y/o los sólidos en el vertedero aumentan de tal forma que tiendan a inundar las etapas. Otro signo de inestabilidad es la aparición de “pistoneo” en los vertederos debido al flujo de aire. Esto se realiza para diferentes flujos de sólidos. Como la zona de operación estable depende del empleo o no de una reducción cónica en los vertederos y de sus características geométricas, se decidió probar diferentes porcentajes de área libre (24, 30, 34, 39, 45, 50 y 100% o sin reducción) para determinar con cual o cuales de ellas se puede operar de forma estable la columna.

3.5. Determinación de la distribución de tiempos de residencia (DTR) de los sólidos.

Se utilizó la técnica de estímulo-respuesta tipo “pulso”. Una vez que el secador está operando en estado estacionario, se cierra la válvula 9 (ver figura 3.1) y se “inyecta” una cantidad de trazador (gel de sílice con indicador azul) en la corriente de alimentación (aprox. 0.025 kg) una vez hecho esto se abre la válvula nuevamente para que el sólido fresco siga alimentándose de manera continua. Cuando el trazador ingresa al lecho, se empieza a tomar el tiempo y a partir de este punto se toman muestras de la concentración de trazador a la salida de la columna (figura 3.4) en lapsos de 30 segundos hasta que la concentración de trazador en la salida sea cero. La función de DTR se obtiene a partir de la metodología reportada por Levenspiel (2004). La inyección del trazador se realiza lo suficientemente rápido para evitar que el vertedero quede sin sólidos y así evitar una posible desestabilización en la columna.

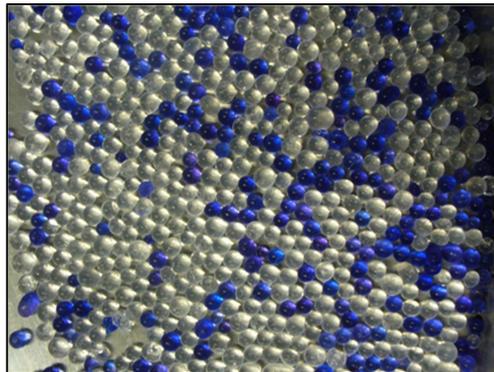


Figura 3.4. Muestra obtenida a la salida de la columna multietapas durante la obtención de la función de DTR, mostrando el indicador mezclado con los sólidos de proceso.

3.6.- Determinación cinética de secado por lotes.

El secador de lecho fluidizado se estabiliza térmicamente a una de las temperaturas previamente establecida, 50, 60 o 70 °C y a la velocidad del aire de 2.2 m/s que equivale a $1.6U_{mf}$. Se cargan 0.361, 0.722 o 1.083 kg de gel de sílice, según se quiera representar la cantidad de material retenido correspondiente a una, dos o tres etapas del equipo continuo. A partir de esto se toman muestras de aproximadamente 2.0×10^{-3} kg y se almacenan herméticamente para posteriormente determinar su contenido de humedad. También se monitorea la temperatura en el lecho y en el aire de salida del secador

3.7.- Experimentos de secado en continuo.

Se ensambla la columna con las tres etapas en serie en arreglo vertical y con la longitud de los vertederos correspondiente a la relación L/D deseada. Posteriormente se agrega suficiente material a cada etapa como para que la parte baja de los vertederos quede inmersa en los lechos de sólidos. Después de esto, se procede a alimentar el sólido de manera constante, mientras que el flujo de aire se comienza a alimentar y a aumentar de manera gradual hasta el flujo deseado, una vez que los flujos están en los valores determinados, se conecta la batería de resistencias eléctricas para calentar el aire de alimentación a la temperatura requerida cuidando en todo momento que se cumplan los criterios de operación estable de la columna. El experimento se mantuvo operando un tiempo correspondiente a 4 y 5 veces el tiempo de residencia promedio de los sólidos, para garantizar que las variables de respuesta medidas correspondieran al estado estacionario alcanzado.

3.8.- Determinación de humedad en los sólidos.

Las muestras de sólido húmedo recolectadas a la salida del secador, se secan en una estufa de convección forzada marca RIOSSA-México a 105 °C durante 24 horas y por diferencia de pesos antes y después del secado se determina su humedad en base seca empleando la ecuación (3.2).

$$M = \frac{(m_{sh} - m_{ss})}{m_{ss}} \quad (3.2)$$

Donde m_{sh} y m_{ss} son los contenidos de humedad en el sólido húmedo y seco respectivamente.

3.9.- Determinación de humedad en el aire de salida.

Se determinó mediante un termohigrómetro marca UEi-USA, a partir de la medición de las temperaturas de bulbo seco y húmedo.

3.10.- Medición de la caída de presión en la columna

La caída de presión total y por etapas se midió mediante 4 manómetros de vidrio en U, empleando agua destilada como fluido manométrico.

3.11.- Diseño experimental.

Se planteó un diseño factorial 3^3 con 5 repeticiones en un punto central, generando 27 combinaciones de los niveles de las variables estudiadas, tomando como variable de respuesta la caída de presión total en el secador. Se tomaron los siguientes niveles para las variables de estudio: 50, 60 y 70 °C para la temperatura de alimentación del aire; 1, 2 y 3 para las etapas y 0.5, 1.0 y 1.5 para la relación L/D.

A partir del análisis de varianza correspondiente del estudio de superficies de respuesta empleando el programa NCSS/2007 y considerando un nivel de significancia (α) de 0.05, se generó un modelo de regresión para las variables de respuesta. El análisis generado por este programa se presenta en el Apéndice C.

CAPÍTULO 4.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

4.- RESULTADOS Y DISCUSIÓN.

Como parte primordial de esta investigación está la caracterización del sólido empleado y el estudio de su comportamiento en la columna, es decir, la determinación de parámetros hidrodinámicos, identificación de zonas de operación estable para diferentes condiciones y determinación de las correspondientes distribuciones de tiempo de residencia.

4.1.- Propiedades físicas y parámetros hidrodinámicos de la gel de sílice.

En el cuadro 4.1 se muestran las características físicas e hidrodinámicas determinadas para la gel de sílice. En el Apéndice D se presentan las ecuaciones empleadas para determinar las velocidades de mínima fluidización (u_{mf}) teórica y terminal (u_t) así como las empleadas para determinar el tipo de sólido y régimen de fluidización.

Cuadro 4.1. Propiedades físicas y parámetros hidrodinámicos del gel de sílice.

Propiedades físicas						
Diámetro promedio (mm)	Esfericidad ϕ	Densidad de la partícula reportada. (kg/m^3)	Densidad empacada calculada. (kg/m^3)			
1.8	1	2100	770			
Parámetros hidrodinámicos						
ϵ_{mf}	U_{mf} experimental (m/s)	U_{mf} teórica (m/s)	$U_{terminal}$ (m/s)	Clasificación Geldart	Régimen de Fluidización	
0.67	1.4	1.51	14.61	D	Burbujeante	

4.2.- Hidrodinámica de la columna multietapas de lecho fluidizado.

En esta sección se presentan los resultados obtenidos del estudio de la determinación de la zona de operación estable de la columna multietapas, de la función de distribución de tiempos de residencia y de la caída de presión por etapas y total en el secador.

4.2.1. Zona de operación estable de la columna multietapas

En el cuadro 4.2 se muestran las características de las reducciones cónicas empleadas en este estudio y si presentan o no ZOE. De los diferentes porcentajes de área libre en las reducciones cónicas utilizadas (ver figuras 3.1 y 3.2), se determinó que únicamente las de 34, 39 y 45 % presentaron ZOE, es decir, permitieron flujo estable de sólidos de etapa a etapa (sin formación de *slugging* o pistoneo en el vertedero) con idénticas caídas de presión en las etapas. En la figura 4.1 se muestran vertederos operando de manera estable e inestable. En la figura 4.1A se muestra un vertedero operando de manera estable empleando reducciones cónicas de entre 34 y 45%, mientras que en las figuras 4.1B y 4.1C se muestran vertederos operando de manera inestable observándose formación de burbujas del tamaño del vertedero (*slugging*), este fenómeno se señala con círculos en las figuras 4.1 B y C. En los casos donde se observa inestabilidad se emplearon reducciones cónicas con 50 % de área libre o mayores y flujos de aire o sólidos mayores a los que delimitan la zona de operación estable de la columna.

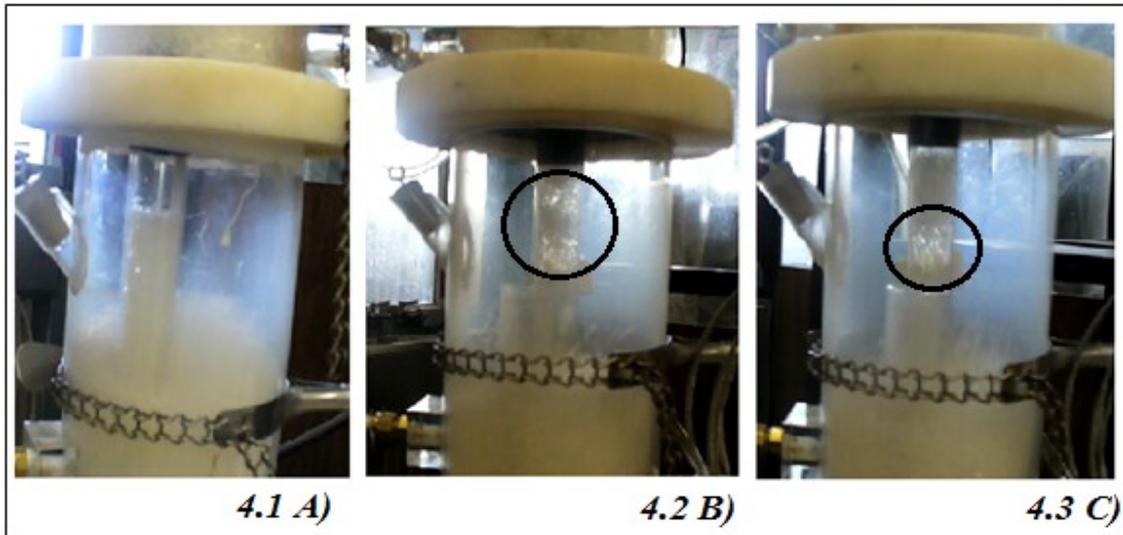


Figura 4.1. Vertederos. 4.1A) Operación estable; 4.1B) e 4.1C) Operación inestable, formación de slugging.

La formación de *slugging* en el vertedero empleando área libre de cono mayor a 45% se debe a que la reducción permite un paso mayor de aire a través del vertedero y por tanto la velocidad relativa gas-sólido es mayor que la velocidad relativa en condiciones de mínima fluidización, este aire en exceso, mayor a la mínima de fluidización, provoca la formación de burbujas de un tamaño cercano al diámetro del tubo. La aparición de burbujas en el vertedero desestabiliza la columna multietapas ya que impide el flujo estable de sólidos de etapa a etapa.

Cuadro 4.2. Análisis cualitativo de las condiciones de operación de los vertederos en función de la reducción cónica empleada.

Número de reducción	% de área libre del cono	Resultado
1	24	Sin zona de operación estable. Inundación
2	30	Sin zona de operación estable. Inundación
3	34	Con zona de operación estable.
4	39	Con zona de operación estable.
5	45	Con zona de operación estable.
6	50	Sin zona de operación estable. Se observa "Slugging en el vertedero.
Sin reducción cónica	-----	Sin zona de operación estable. Se observa "slugging" en el vertedero e inundación.

En la figura 4.2 se muestran mediante puntos y líneas de tendencia los límites de operación para las reducciones cónicas de 34 y 45% de área libre. La zona achurada representa la zona de operación estable de la reducción de 45%. Se observa que de manera general el

intervalo de estabilidad disminuye con un incremento en el flujo de sólidos alimentados pero un aumento en la abertura del cono incrementa levemente la zona de operación relacionada con el flujo de sólidos que se pueden alimentar. Mediante un análisis de intervalos de confianza ($\alpha = 0.05$) sobre las pendientes de las líneas que representan las velocidades críticas, se determinó que el aumento en la abertura del cono (entre 34 y 45 %) no afecta significativamente la velocidad crítica de operación, esto indica que el diámetro o área libre de la reducción cónica no afecta la velocidad crítica de operación, lo que concuerda con lo reportado por Srinivasa y col. (1994).

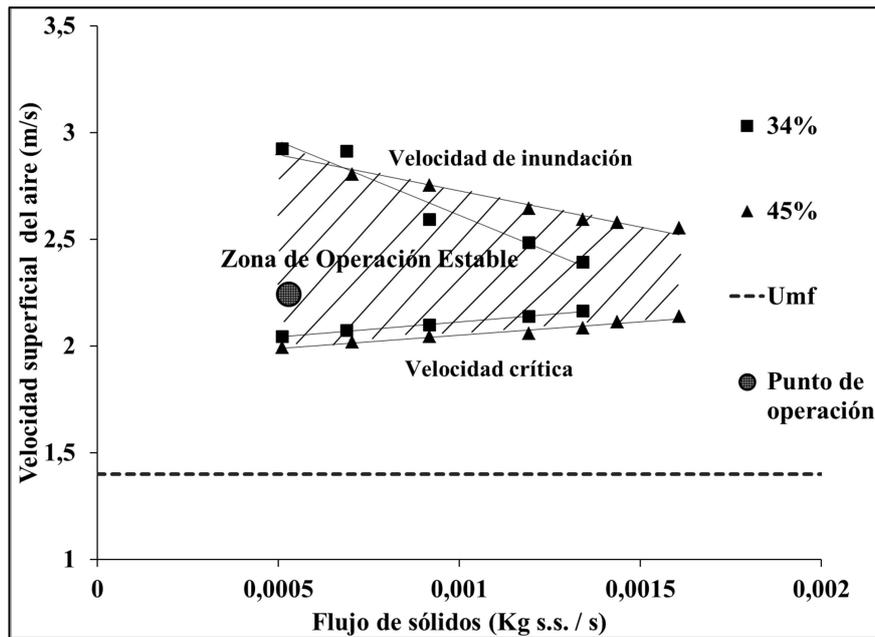


Figura 4.2. Zona de operación estable en función del área libre del cono.

El punto de operación elegido en este estudio, está representado mediante un círculo sombreado en la figura 4.2. Se eligió esta velocidad del aire por cuestiones de ahorro de energía ya que al mantenerla lo más cercana a la velocidad mínima de fluidización, hay menor consumo de energía y menor caída de presión y porque en caso de notar inestabilidad, un aumento ligero en la velocidad del aire permitiría regresar al equipo a la operación estable. También se notó que a velocidades menores a 1.6 veces la U_{mf} , la columna se desestabilizaba provocando inundación.

Se comprobó experimentalmente que la caída de presión en la reducción cónica es despreciable comparada con la caída de presión debida a los sólidos en el vertedero, sin embargo, es la encargada de brindar estabilidad a la columna al limitar el paso de gas a través del vertedero reduciendo el riesgo de *slugging* en el mismo, taponamiento y posterior inundación de la columna, garantizando con esto que las condiciones de flujo dentro del vertedero sean por mucho las condiciones de mínima fluidización.

A partir del estudio de determinación de la ZOE de la columna se decidió operar los vertederos con la reducción cónica correspondiente a 45% de área libre y operar con flujos fijos de sólido y aire cuyos valores son:

Flujo de sólidos: $5.3 \times 10^{-04} \frac{\text{kg sólido seco}}{\text{s}}$

Flujo de aire: $5.2 \times 10^{-03} \frac{\text{kg de aire seco}}{\text{s}}$ ($4.33 \times 10^{-03} \frac{\text{m}^3 \text{ de aire seco}}{\text{s}}$)

Lo que equivale a una velocidad superficial del aire de 1.6 veces la u_{mf} experimental. La u_{mf} se ubica en el cruce de las líneas correspondientes al lecho fijo y fluidizado respectivamente (figura 1.2). Estos experimentos se llevaron a cabo con el sólido húmedo, encontrando que la pérdida de peso no fue significativa (<10%), debido a que estos experimentos se realizaron en tiempos no mayores a 10 minutos y a temperatura ambiente.

4.2.2.- Distribución de tiempos de residencia de los sólidos en la columna.

En la figura 4.3 se presentan las distribuciones de tiempos de residencia para una etapa variando la relación L/D en sus tres niveles de estudio. Como es posible observar en los tres casos, el patrón de flujo de los sólidos en el lecho corresponde a un tanque perfectamente agitado, caracterizado por un amplio intervalo de tiempos de residencia. Esto también ha sido reportado por Chandran y col. (1990) y Kyong-Bin y col. (2002). También se estudió el efecto de variar el número de etapas. En las figuras (4.4) y (4.5) se muestran los datos experimentales y los ajustes con el modelo de tanques en serie (Ec. 1.30) para 2 y 3 etapas reales y considerando una relación L/D de 1.5.

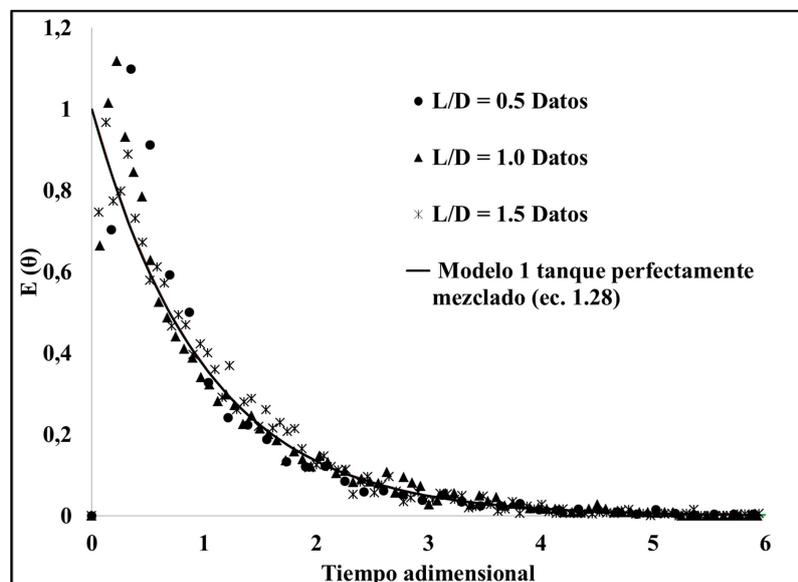


Figura 4.3. DTR's para 1 etapa variando la relación L/D

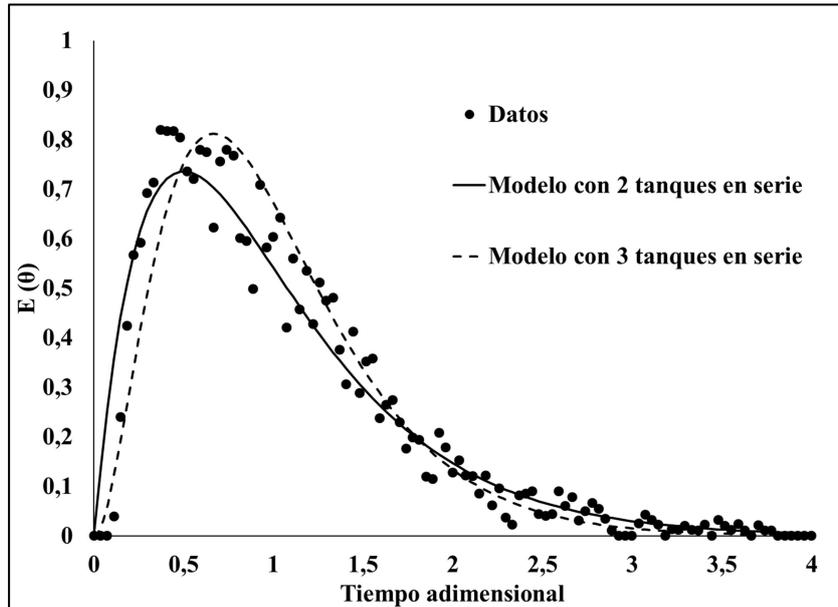


Figura 4.4 DTR 2 etapas y L/D de 1.5

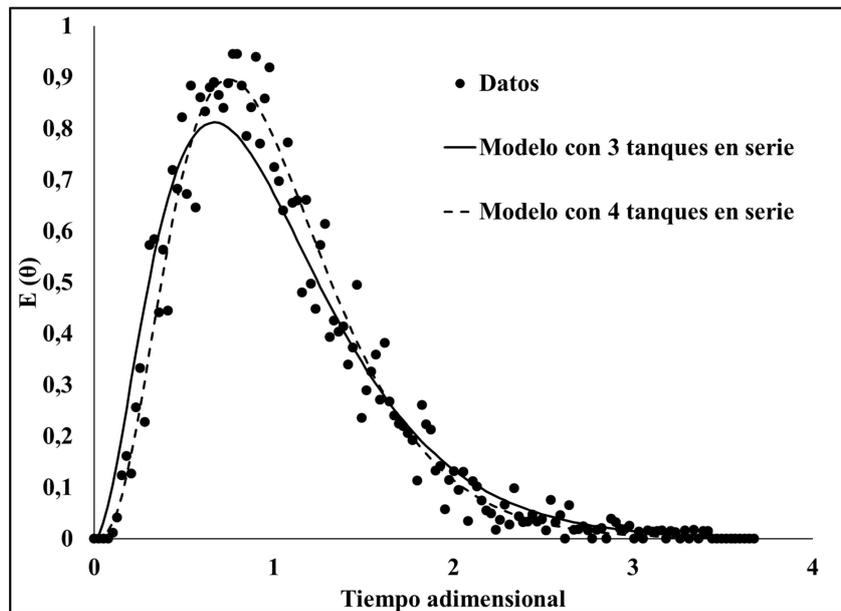


Figura 4.5. DTR 3 etapas L/D de 1.5

Partiendo del análisis de medias y varianzas de los modelos y de los datos experimentales, se puede concluir que el modelo de tanques en serie representa adecuadamente los datos experimentales, al obtenerse un error relativo promedio de 12 % entre las medias de los datos experimentales y teóricos, como se muestra en el cuadro 4.3. El aumento en el número de etapas se traduce en una DTR más estrecha, lo que indica una posible tendencia del patrón de flujo de los sólidos en la columna al flujo pistón.

En el cuadro 4.3 se muestra el número de etapas teóricas calculadas. Se observa que es muy cercano al número de etapas reales, por lo que se puede concluir que el mezclado causado por las burbujas en el lecho fluidizado es muy intenso, indicando que el comportamiento del sistema es cercano al de 3 etapas ideales perfectamente mezcladas. Considerando que se tienen similitudes geométricas en las etapas, es posible establecer que presentan patrones de flujo similares.

Cuadro 4.3. Resumen de resultados. Determinación de Tiempos de Residencia.

		Datos		Modelo N tanques en serie.		
Etapas Real.	L/D	τ_{exp} . (min)	τ_{mod} (min)	Error relativo absoluto $ER = \left \frac{\tau_{exp} - \tau_{mod}}{\tau_{exp}} \right * 100$	σ^2_{mod} (min ²)	Etapas teóricas
1	0.5	2.42	2.88	19.0	7.52	1.10
1	1.0	5.03	5.83	15.09	40.25	0.85
1	1.5	7.28	7.73	6.18	48.90	1.22
2	1.5	15.13	13.5	10.7	74.70	2.44
3	1.5	21.86	19.46	10.97	104.74	3.62
ER promedio =				12.38		

4.2.3.- Caída de presión teórica y experimental en la columna multietapas.

En el cuadro 4.4 se presentan los datos experimentales de las caídas de presión diferenciales por etapas y totales durante la operación del secador con una, dos y tres etapas en continuo. En la primera columna se muestran las 27 combinaciones factoriales generadas en el diseño experimental, ordenadas por número de etapa, temperatura de alimentación del aire y relación L/D.

Las caídas de presión diferenciales por etapas son prácticamente iguales indicando que la operación de la columna se llevó a cabo de manera estable cumpliéndose el principal criterio de estabilidad. En algunos casos se observó que la caída de presión en la etapa que recibía al aire era ligeramente mayor ya que en ésta el aire tenía una mayor energía cinética y esto se reflejó en una mayor caída de presión en el plato distribuidor. También se observa que la caída de presión aumenta conforme se incrementa la relación L/D y el número de etapas, ya que hay mayor cantidad de sólidos en los lechos y por los platos distribuidores que dividen las etapas. Esto concuerda con lo reportado por Krishnaiah y Varma (1982).

Cuadro 4.4. Caídas de presión experimentales diferenciales y totales en pascales, para las diferentes combinaciones factoriales.

Combinaciones * N;T;L/D	ΔP_{dir}^{exp} N=1	ΔP_{dir}^{exp} N=2	ΔP_{dir}^{exp} N=3	ΔP_{total}^{exp}
1;50;0.5	343.24			343.24
1;50;1	441.31			441.31
1;50;1.5	519.77			519.77
1;60;0.5	392.28			392.28
1;60;1	490.35			490.35
1;60;1.5	588.42			588.42
1;70;0.5	362.86			362.86
1;70;1	588.42			588.42
1;70;1.5	666.87			666.87
2;50;0.5	362.86	343.24		706.10
2;50;1	490.35	490.35		980.7
2;50;1.5	588.42	588.42		1176.84
2;60;0.5	343.24	313.82		657.07
2;60;1	470.73	460.93		931.66
2;60;1.5	588.42	588.42		1176.84
2;70;0.5	333.44	294.21		627.65
2;70;1	500.15	500.15		1000.31
2;70;1.5	637.45	588.42		1225.87
3;50;0.5	343.24	343.24	343.24	1127.80
3;50;1	457.00	457.00	457.00	1372.98
3;50;1.5	588.42	568.81	568.81	1726.03
3;60;0.5	353.05	353.05	353.05	1059.15
3;60;1	460.93	460.93	441.31	1363.17
3;60;1.5	627.65	608.03	608.03	1863.33
3;70;0.5	343.24	323.63	323.63	980.7
3;70;1	490.35	490.35	490.35	1471.05
3;70;1.5	657.07	637.45	617.84	1912.36

* N = Numero de etapas en serie.

T = Temperatura de alimentación del aire.

L/D = Longitud del vertedero / diámetro de la columna.

Respecto a la influencia de la temperatura de alimentación del aire sobre la caída de presión en la columna, se determinó que independientemente del número de etapas y relación L/D empleadas, no hay diferencia significativa entre los diferentes tratamientos de temperatura de alimentación del aire, esto se muestra en la figura 4.6, lo anterior se concluyó a partir de un análisis de las medias de los diferentes tratamientos realizado con el programa NCSS/2007 con un nivel de significancia de 0.05.

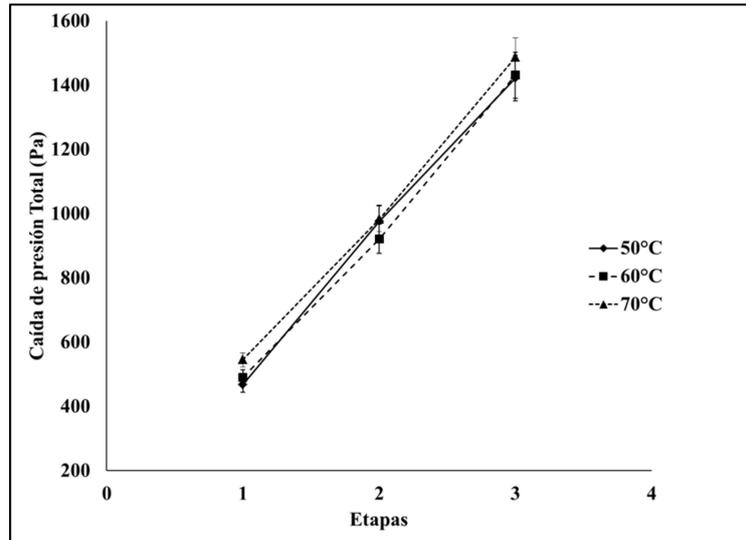


Figura 4.6. Medias de los tratamientos de temperatura de alimentación del aire.

4.2.4.- Comportamiento hidrodinámico de la columna multietapas con diferentes configuraciones Etapa-L/D

De la definición de tiempo de residencia experimental (masa de sólidos retenidos en el lecho/flujo de sólidos alimentados) es claro determinar que para un flujo de sólidos dado, el tiempo de residencia aumenta al aumentar la masa de sólidos en el equipo y esto sucede cuando se incrementa la relación L/D, el número de etapas o ambas. De las 27 combinaciones factoriales mostradas en el cuadro 4.4, existen 3 pares de combinaciones Etapa-L/D en las que se trata la misma cantidad de material y por lo tanto con el mismo tiempo de residencia. Estos 3 casos son: 1) 1 etapa con L/D de 1.5 y 3 etapas con L/D de 0.5; 2) 1 etapa con L/D de 1.0 y 2 etapas con L/D de 0.5 y 3) 2 etapas con L/D de 1.5 y 3 etapas con L/D de 1.0.

El análisis de estos tres casos de estudio muestra que independientemente de la temperatura de alimentación del aire, el empleo de columnas multietapas incrementa la caída de presión total pero permite incrementar el tiempo que las fases pasan en contacto favoreciendo la transferencia de calor y masa manteniendo gradientes de temperatura y concentración uniformes a lo largo de la columna; por otra parte, como se mostró en la figura 4.5, el empleo de múltiples etapas favorece la obtención de un producto más homogéneo al estrecharse la distribución de tiempos de residencia. Estas mismas combinaciones Etapa-L/D se analizan posteriormente empleando el concepto conocido como grado de secado, introducido por Yeong-Seop y col., (2000).

4.2.5.- Caída de presión debida al plato distribuidor.

La caída de presión en el plato distribuidor (con orificios en arreglo triangular) calculada empleando la Ec. (1.8) desarrollada por Sobolewski y Brandowski (1994), ofrece una buena aproximación a los datos determinados de manera experimental, presentando errores

relativos de entre 5 y 15 % con respecto a los valores experimentales, esto coincide con lo reportado por Mohanty y col. (2010). Como se puede observar en la figura 4.7, la caída de presión en el plato distribuidor aumenta exponencialmente conforme aumenta la velocidad del gas ya que ofrece más resistencia.

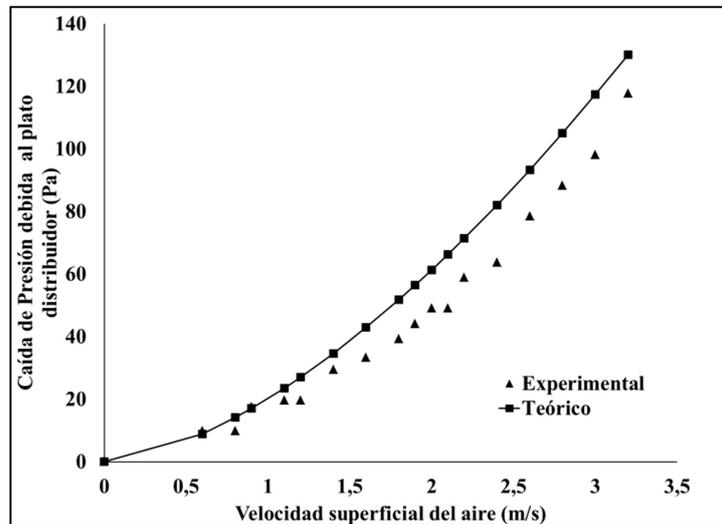


Figura 4.7. Caída de presión teórica (ec. 1.8) y experimental en el plato distribuidor.

En la figura 4.8 se muestra la comparación entre las caídas de presión obtenidas experimentalmente y las obtenidas teóricamente mediante la Ec. (1.9). Se presentan los datos obtenidos de las 27 combinaciones factoriales. En este caso, existe un error de entre 5 y 13 % entre el valor calculado y el experimental.

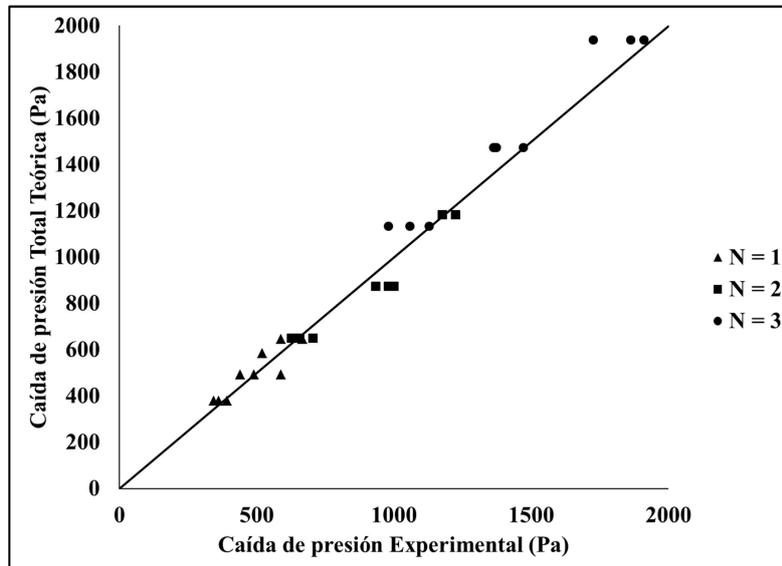


Figura 4.8. Comparación de la caída de presión total teórica (Ec. 1.9) y experimental.

La ecuación de fluidización (Ec. 1.7) da un buen ajuste a los datos experimentales. Krishnaiah y Varma (1982) realizaron experimentos para determinar caídas de presión en lechos multietapas y encontraron un buen ajuste de la caída de presión experimental empleando la ecuación de fluidización, sin embargo, emplearon relaciones de L/D de hasta 0.5. En este estudio se comprueba que esta ecuación ajusta considerablemente bien los datos en lechos más profundos como los elegidos en este estudio, conclusión que hasta el momento no se sabe haya sido reportada.

Partiendo de los resultados sobre caídas de presión en la columna se calculó la fracción de espacios vacíos en el lecho empleando la ecuación de fluidización (ec. 1.7). Se observa que ésta aumenta conforme se aumenta la relación L/D (figura 4.9), es decir cuando se incrementa la altura del lecho fluidizado. Esta tendencia la reportan Krishnaiah y Varma (1982) empleando relaciones L/D menores a 0.5, este comportamiento puede atribuirse a que en lechos profundos el diámetro de burbuja crece debido al fenómeno de coalescencia provocando de este modo, la formación de paquetes de sólidos en el lecho y en consecuencia una fracción vacía mayor.

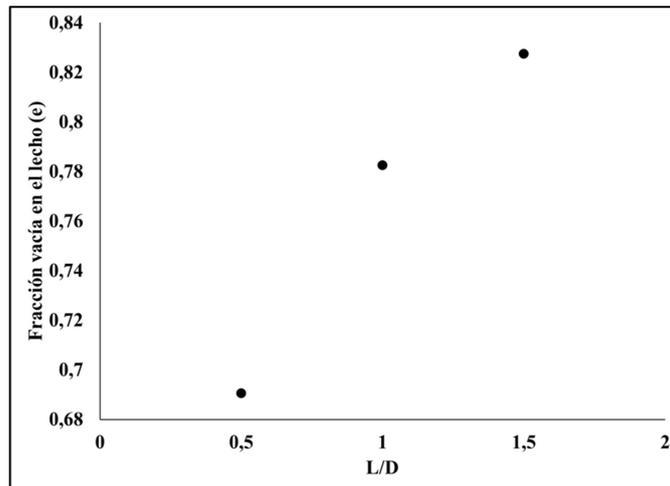


Figura 4.9. Fracción de espacios vacíos en función de la relación L/D.

4.2.6.- Modelo de regresión para la caída de presión total a partir del análisis de superficies de respuesta.

A partir de los resultados obtenidos de las combinaciones experimentales planteadas, se realizó un ANOVA y un estudio de superficies de respuesta con el programa NCSS/2007. Considerando un nivel de significancia (α) de 0.05 se generó un modelo de regresión (Ec. 4.1) para predecir la caída de presión total en la columna tomando como variables de estudio la relación L/D, el número de etapas (N) y la temperatura de alimentación del aire (T). Este modelo presenta un coeficiente de correlación R^2 de 0.993.

$$\Delta P_{\text{Total}} = 314.30 + (283.31) * N - (4.413) * T - (629.83) * \frac{L}{D} - (1.47) * N * T + (276.23) * N * \frac{L}{D} + (9.81) * T * \frac{L}{D} \quad (4.1)$$

El análisis de varianza demostró que el término correspondiente a la temperatura y a la combinación lineal Etapa-Temperatura (N*T) no son significativos, sin embargo, siguiendo el principio de jerarquía del modelo [Montgomery, 2002] se tomaran todos los términos del modelo estadístico, el cual explica en un 99% la variabilidad de la caída de presión total en la columna multietapas en función de las variables de estudio elegidas.

Con el modelo estadístico obtenido (Ec. 4.1) es posible generar superficies de respuesta. En la figura (4.10) se muestra la correspondiente a la caída de presión total en función del número de etapas y la relación L/D para la temperatura de alimentación del aire de 70°C. Las diferentes zonas marcadas con los colores indican intervalos de presión.

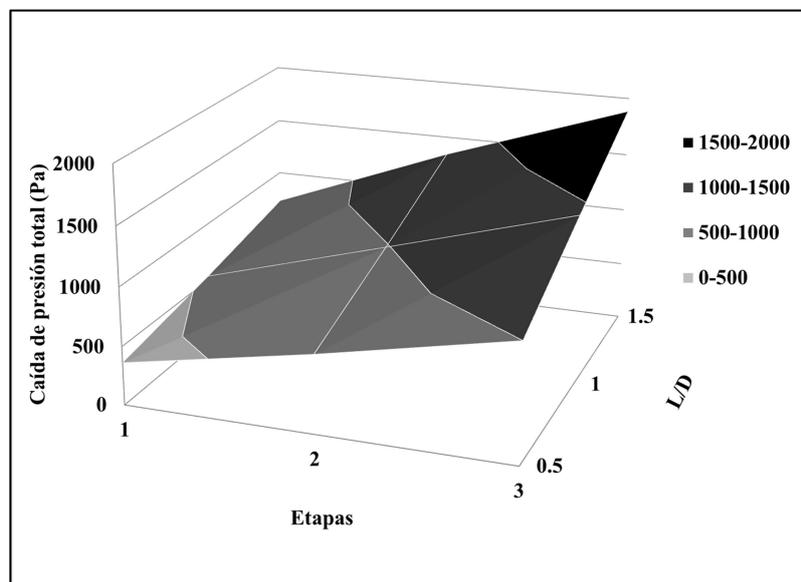


Figura 4.10. Superficie de respuesta de la caída de presión total en función del número de etapas y relación L/D. Temperatura de alimentación del aire = 70°C.

Como era de suponerse la caída de presión aumenta conforme se incrementa la cantidad de sólidos en la columna ya sea que se aumente la relación L/D, el número de etapas o ambas. El análisis de las medias de los tratamientos ($\alpha = 0.05$) demostró que la temperatura del aire de alimentación no influye significativamente en la caída de presión total en la columna.

4.3.- Curvas de secado adiabáticas, isotérmicas y curva característica de secado.

Las cinéticas de secado obtenidas mediante la operación adiabática por lotes permiten determinar los periodos de secado así como la humedad crítica del material [Treybal, 2003]. Se realizaron experimentos variando la masa de sólidos en el lecho en función de la cantidad que se tendrían retenidos durante la operación en continuo para 1, 2 y 3 etapas con

relación L/D de 1.5 (0.361, 0.722 y 1.083 kg respectivamente), se varió también la temperatura de alimentación del aire en 50, 60 y 70 °C. En las figuras 4.11 y 4.12, se presentan algunas de estas combinaciones.

En las figuras 4.11 y 4.12 se observa que la gel de sílice se seca mayormente en el periodo de secado constante habiendo una diferencia en la velocidad de secado en función de la masa de material tratada, siendo más lenta cuando hay mayor cantidad de material en el lecho. El periodo de secado constante también es influenciado por la temperatura de alimentación del aire, observándose un incremento en la velocidad de secado al aumentar la temperatura de alimentación del mismo. Resultados similares fueron reportados por Ciesielczyk (2005). Para las condiciones de operación de esta investigación, se observó que la humedad crítica de secado (punto donde termina el periodo de secado constante e inicia el periodo de secado decreciente) se encuentra entre valores de 0.05 y 0.075 kgH₂O/kg sólido seco, mientras que Ciesielczyk (2005) reportó humedades críticas promedio para gel de sílice de 0.06 kgH₂O/kg sólido seco empleando temperaturas de alimentación del aire de 40, 50 y 60°C y diámetro de partícula de 3.39X10⁻⁴ m.

El comportamiento de la temperatura en el lecho durante el proceso de secado muestra un incremento más acelerado de la misma cuando se tiene una menor cantidad de sólido en el lecho. Se observa un periodo en el que la temperatura en el lecho prácticamente es constante lo que coincide con el periodo de secado constante, periodo en el que se realiza la mayor parte del secado de la gel de sílice. La tendencia de los resultados experimentales mostrados en las figuras 4.11 y 4.12 para una temperatura de alimentación del aire de 70°C se observaron también durante la experimentación a 50 y 60°C. Estos casos se muestran en el Apéndice E.

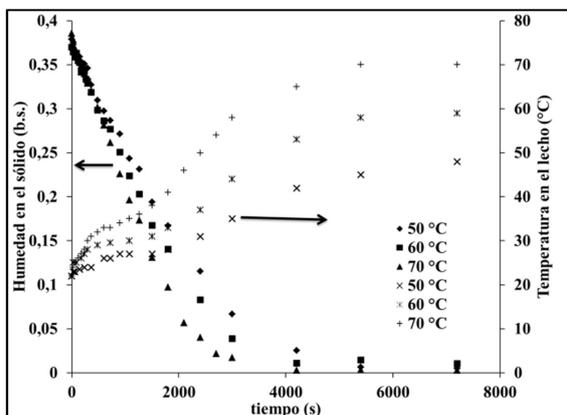


Figura 4.11. Cinéticas de secado para una masa de sólidos de 1.083 kg y temperaturas de alimentación del aire de 50, 60 y 70°C.

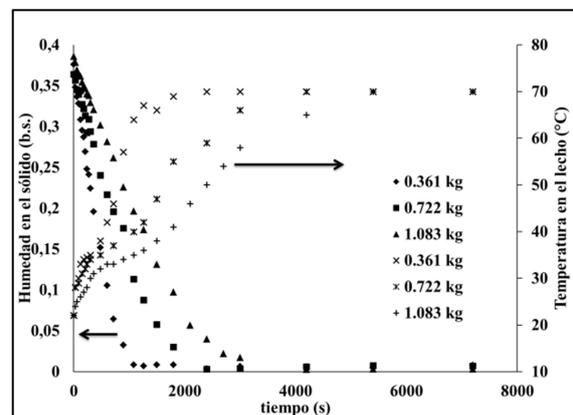


Figura 4.12. Cinéticas de secado para una temperatura de alimentación del aire de 70 °C y diferentes masas de sólidos de 0.361, 0.722 y 1.083 kg.

Curvas de secado isotérmicas.

El empleo del modelo integral de secado (ec. 1.14), requiere la cinética de secado en condiciones isotérmicas. En las figuras 4.13 y 4.14 se muestra la comparación entre una curva de secado obtenida adiabáticamente y una isotérmica generada mediante la metodología propuesta por Reay y Allen (1982). Las curvas de secado isotérmicas presentan una mayor velocidad de secado debido a que en su cálculo se considera que la temperatura en el lecho es la misma del aire alimentado, mientras que en el caso adiabático esto no sucede ya que la temperatura en el lecho va aumentando gradualmente desde la temperatura inicial del sólido hasta la temperatura del aire alimentado. Las constantes de secado empleadas para la solución del modelo integral de secado se calcularon a partir de las curvas de secado isotérmicas generadas. Para todos los casos se observa el mismo comportamiento entre ambas curvas.

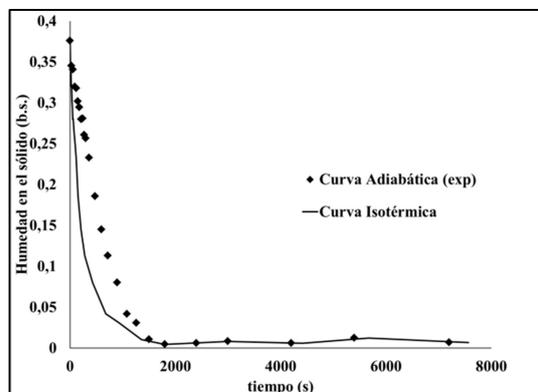


Figura 4.13 Curvas adiabática e isotérmica para una masa de sólidos de 0.361 kg y temperatura de alimentación del aire de 50°C.

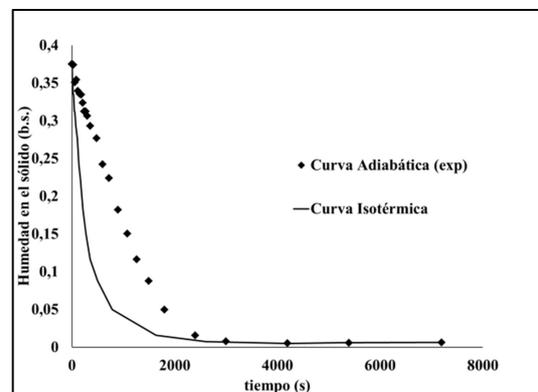


Figura 4.14 Curvas adiabática e isotérmica para una masa de sólidos de 0.722 kg y temperatura de alimentación del aire de 60 °C.

Curva característica de secado.

La curva característica de secado del gel de sílice obtenida a partir de las cinéticas de secado por lotes bajo diferentes condiciones experimentales se muestra en la figura 4.15. La curva característica obtenida se ajusta a un polinomio de grado 4. Se determinó que éste ofrece un buen ajuste a los datos experimentales al obtener un coeficiente de correlación de 0.99.

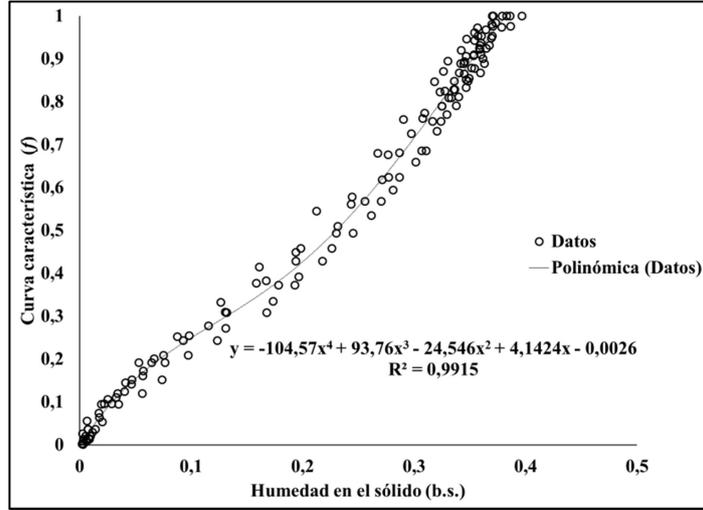


Figura 4.15. Curva característica de secado de la gel de sílice.

La curva característica en función de la humedad del sólido en base seca está representada por la ecuación (4.2).

$$f = -104.57M^4 + 93.76M^3 - 24.54M^2 + 4.14M - 0.0026 \quad (4.2)$$

Esta curva característica de secado es válida en los siguientes intervalos de operación:

$$\begin{aligned} 35^{\circ}\text{C} &\leq T_{\text{aire}} \leq 70^{\circ}\text{C} \\ 0.120 \text{ kg} &\leq m_{\text{sólido}} \leq 1.083 \text{ kg} \\ 0.35 &\leq M_0 \leq 0.38(b.s) \end{aligned}$$

La curva característica obtenida es semejante a la reportada por Mujumdar y Devahastin (2006) para partículas de gel de sílice de 3.0 mm de diámetro y temperaturas de secado de 54 a 68 °C.

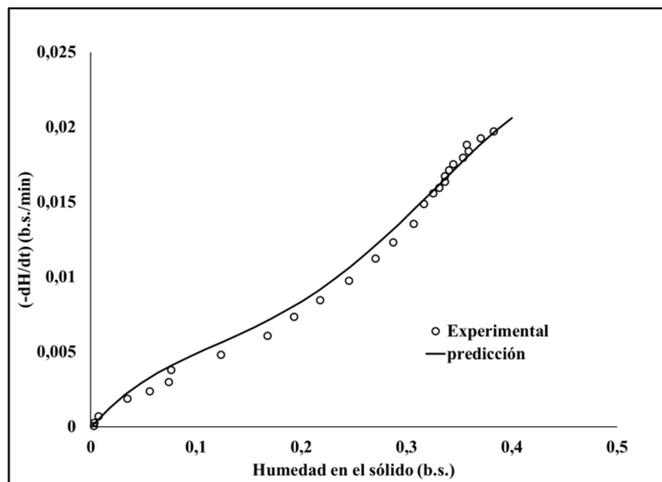


Figura 4.16 Comparación entre la cinética de secado experimental y la cinética derivada de la curva característica de secado (ec. 4.2).

Para validar la curva característica de secado obtenida (ecuación (4.2)) se realizó una corrida experimental con las siguientes condiciones: temperatura del aire de 60°C, masa de sólidos de 1.083 kg y humedad inicial del sólido de 0.37 (b.s), la comparación entre la cinética de secado experimental y la teórica obtenida a partir de la curva de secado característica se muestra en la figura 4.16 en la que es posible observar un excelente ajuste con los datos experimentales. La curva característica de secado obtenida (ec. 4.2) se empleó en el cálculo de la eficiencia del secador mediante el método gráfico presentado por Keey, (1975).

4.3.1.- Constantes de velocidad de secado y energía de activación.

La predicción del contenido de humedad promedio a la salida del secador, exige el conocimiento de los parámetros cinéticos de secado, por tal motivo, se calculó la constante de secado k (ec. 1.17), para diferentes condiciones de experimentación. Se varió la masa de material en el lecho y la temperatura de alimentación del aire. Los resultados se muestran en el cuadro 4.5.

Cuadro 4.5 Constantes de secado y Energía de activación.

Temperatura del aire	Masa promedio en el lecho m_B (kg)	k (s^{-1})	R^2	E_A (kJ/kg)	R^2
50	0.361	0.0042	0.99	2556.88	0.95
60	0.361	0.0056	0.97		
70	0.361	0.0080	0.99		
50	0.722	0.0015	0.98	2203.58	0.92
60	0.722	0.003	0.99		
70	0.722	0.0036	0.97		
50	1.083	0.0013	0.98	2341.22	0.99
60	1.083	0.0021	0.99		
70	1.083	0.0033	0.99		

La constante de velocidad de secado aumenta cuando hay menor cantidad de material en el lecho ya que el contacto entre ambas fases es más eficiente al existir una menor probabilidad de que los sólidos se aglomeren. Cuando la temperatura de alimentación del aire aumenta, la constante de secado también lo hace, esta tendencia ha sido reportada también por Senadeera y col. (2013). A partir de un análisis de intervalos de confianza ($\alpha = 0.05$) para cada una de las energías de activación calculadas, se determinó que la energía de activación (E_A) es prácticamente constante para las diferentes masas de sólidos tratados, lo que demuestra que la capacidad que tiene el aire caliente para remover la humedad del sólido es independiente de la cantidad de material que hay en el lecho. Pérez y col. (2008) obtuvieron resultados similares al variar la cantidad de materia en el lecho empleando pimienta gorda como sólido procesado. La grafica de los intervalos de confianza se muestra en el apéndice F, en ésta es posible observar que los intervalos se traslapan indicando que no hay diferencia significativa entre las diferentes energías de activación calculadas.

Los valores obtenidos de estas constantes de secado se emplearon para el cálculo de la humedad en el secador en continuo, mediante el modelo integral propuesto por Vaněček (1966) y representado por la ecuación (1.32).

4.4.- Análisis del comportamiento de las variables de respuesta en el secador multietapas continuo.

Para evaluar el efecto que las variables temperatura de alimentación del aire (T), número de etapas (N) y relación L/D tienen sobre el contenido de humedad promedio a la salida de un secador multietapas continuo, se propuso un diseño factorial 3^3 con repeticiones en un punto central. Como se mencionó, se tomaron los siguientes niveles: 50, 60 y 70 °C para la temperatura de alimentación del aire; 1, 2 y 3 para las etapas y 0.5, 1.0 y 1.5 para la relación L/D. En el apéndice B se muestran las 27 combinaciones factoriales y las 5 repeticiones en el punto central en sus valores reales, así como el valor de las variables de respuesta, que en este caso son: la humedad del sólido a la salida del secador y la humedad y temperatura en el aire a la salida. Las combinaciones están ordenadas de menor a mayor temperatura del aire y de menor a mayor L/D y número de etapas. Los experimentos se llevaron a cabo de manera aleatoria.

Se realizó la prueba de Tukey-Kramer (con nivel de significancia $\alpha=0.05$) para comparar las medias de los tratamientos. Esta prueba permite determinar si existe o no diferencia significativa entre los diferentes tratamientos de temperatura, número de etapas o relación L/D. En la figura 4.17 se presenta la correspondiente a las combinaciones temperatura-etapa. Independientemente de la relación L/D empleada, se encontró que sí hay una diferencia significativa entre el empleo de una, dos o tres etapas sobre el contenido de humedad en el sólido a la salida del secador.

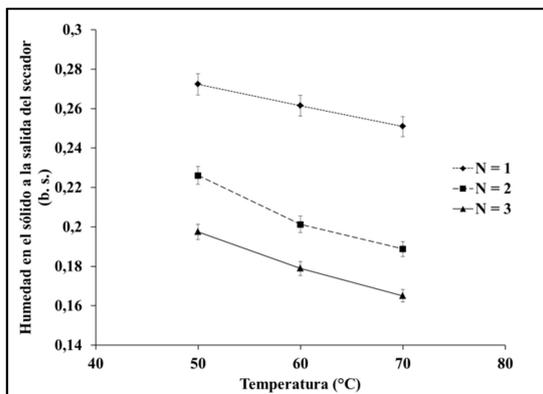


Figura 4.17. Medias de la variable de respuesta humedad en el sólido a la salida del secador para la combinación Temperatura-Etapas.

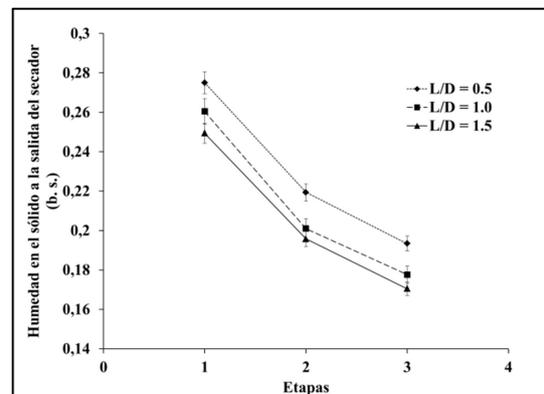


Figura 4.18. Medias de la variable de respuesta humedad en el sólido a la salida del secador para la combinación Etapa-L/D.

En la figura 4.18 se presenta el resultado respecto a los tratamientos de la relación L/D. Se concluyó que existe diferencia significativa entre la L/D de 0.5 y las L/D de 1 y 1.5, pero no hay diferencia significativa entre 1 y 1.5, esto indica que no es necesaria una L/D profunda para secar este tipo de material (que libera humedad fácilmente), ya que se seca generalmente en las proximidades del plato distribuidor [Mujumdar y Devahastin, 2006].

4.4.1.- Modelos de regresión para el contenido de humedad final en el sólido y en el aire a la salida del secador.

El análisis de varianza realizado sobre los datos experimentales para la variable de respuesta humedad final en el sólido empleando el programa NCSS/2007 ($\alpha = 0.05$) indica que los efectos lineales, cuadráticos y de interacción son significativos, exceptuando los términos Etapa*L/D y Etapa*T. Sin embargo, ya que los efectos cuadráticos de estos factores son significativos se mantendrán todos los efectos siguiendo el principio de jerarquía del modelo [Montgomery, 2011]. La ecuación de predicción obtenida (ec. 4.3) para el contenido de humedad de los sólidos a la salida del equipo (\bar{M}_{sal}) en sus variables reales (no codificadas) se presenta en la siguiente ecuación con un factor de correlación (R^2) de 98.7%.

$$\begin{aligned} \bar{M}_{sal} = & 0.63 - (9.15E - 02) * N - (6.24E - 03) * T - (0.11) * \frac{L}{D} + (1.65E - 02) * \\ & N^2 + (3.77E - 05) * T^2 + (2.04E - 02) * \left(\frac{L}{D}\right)^2 - (2.75E - 04) * N * T + (0.0013) * \\ & N * \frac{L}{D} + (7.48E - 04) * T * \frac{L}{D} \end{aligned} \quad (4.3)$$

Para la variable de respuesta humedad del aire de salida, el análisis de varianza realizado mediante el programa NCSS/2007 ($\alpha = 0.05$) indica que todos los términos de la ecuación de predicción (en variables no codificadas) (ec. 4.4) son significativos con un factor de correlación 97.6%.

$$\begin{aligned} Y_{sal} = & -2.62E - 03 + (1.71E - 03) * N + (2.82E - 04) * T + (1.29) * \left(\frac{L}{D}\right) - \\ & (3.07E - 04) * N^2 - (1.06E - 06) * T^2 - (3.71E - 04) * \left(\frac{L}{D}\right)^2 + (1.60E - 05) * N * \\ & T + (9.9E - 04) * N * \left(\frac{L}{D}\right) - (1.85E - 05) * T * \left(\frac{L}{D}\right) \end{aligned} \quad (4.4)$$

$$R^2 = 0.9765$$

En la figura 4.19 se muestran con puntos los datos experimentales para el contenido de humedad en el sólido y en el aire a la salida, mientras que las líneas indican las predicciones obtenidas mediante los modelos de segundo orden dados por las ecuaciones (4.3) y (4.4). En el eje de las abscisas se muestran las 27 combinaciones experimentales ordenadas de menor a mayor número de etapas, menor a mayor L/D y menor a mayor temperatura. Se observa que mientras mayor es el tiempo de residencia, ya sea aumentando la relación L/D o el número de etapas, la humedad en el sólido disminuye y por lo tanto el aire gana esta humedad. Mismo efecto se observa al aumentar la temperatura de alimentación del aire, observándose también que el aumento en el número de etapas permite un mejor intercambio entre fases al evitar el crecimiento de burbujas en el lecho y con esta mejora, el secado del sólido se incrementa. Las variaciones entre los experimentos realizados con 1, 2 o 3 etapas son debidas a la cantidad de material que se está tratando, es decir al cambio en la relación L/D y a la temperatura de alimentación del aire.

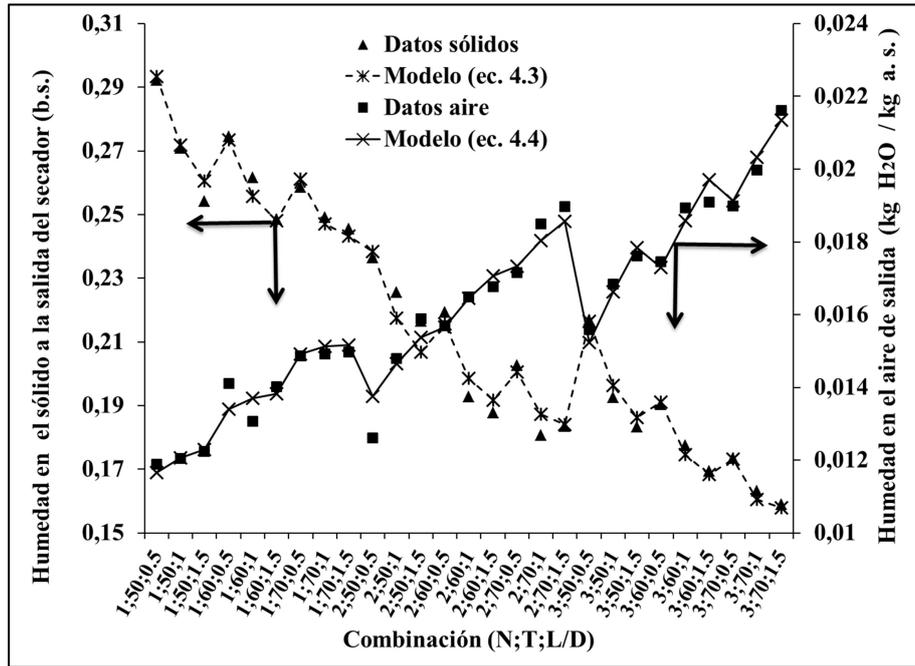


Figura 4.19. Datos experimentales y predicciones de las variables de respuesta mediante las ecuaciones (4.3) y (4.4).

Con las ecuaciones de predicción anteriores (ecuación 4.3 y 4.4) es posible generar superficies de respuesta. Las figuras 4.20 y 4.21 presentan las superficies de respuesta para la variable de respuesta humedad final en el sólido y en las figuras 4.22 y 4.23 para la variable de respuesta humedad en el aire de salida. En las 4 figuras, en el eje vertical se ubica a la variable de respuesta, mientras que en los ejes horizontales se ubica alguna de las variables de estudio que en este caso son la relación L/D, la temperatura de alimentación del aire o el número de etapas. Las zonas delimitadas por colores representan diferentes intervalos de humedad.

En las gráficas 4.20 y 4.21 se muestra el efecto de aumentar la temperatura de alimentación del aire de 50 a 70°C. Se observa que la superficie que muestra el intervalo menor de humedad en el sólido a la salida del secador comprendido entre 0.15 y 0.2 b.s. se incrementa considerablemente al aumentar la temperatura indicando que este contenido de humedad es posible alcanzarlo con el empleo de 2 etapas, mientras que con 50°C estos niveles de humedad en el lecho sólo eran posibles con 3 etapas y relaciones de L/D de 1 y 1.5. Es decir, al incrementar la temperatura de alimentación del aire se dota al mismo de mayor energía térmica disponible para evaporar humedad del sólido.

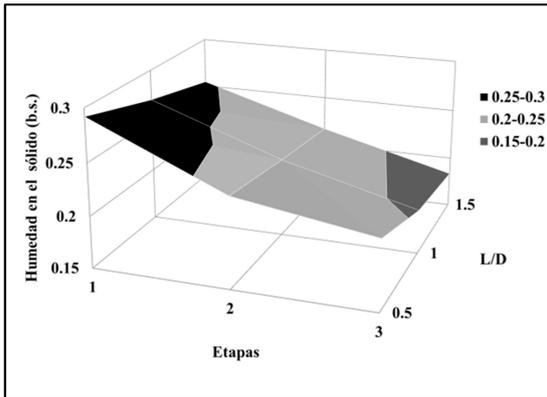


Figura 4.20. Humedad en el sólido a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. T = 50°C

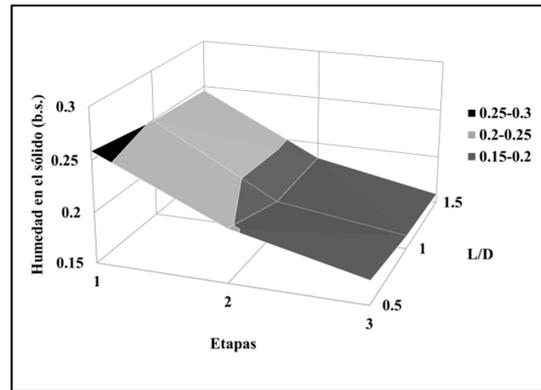


Figura 4.21. Humedad en el sólido a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. T = 70°C

En las figuras 4.22 y 4.23 se muestra el efecto que tiene el incremento del tiempo de residencia, (mediante el aumento de la relación L/D de 0.5 a 1.5) sobre el contenido de humedad en el aire a la salida del secador. Se observa que la superficie que representa el contenido de humedad más alto se incrementa, ya que el aire y el sólido tienen un mayor tiempo de contacto. Este efecto se potencializa cuando se incrementa la temperatura de alimentación del aire, ya que el contenido de humedad en el aire de salida se incrementa cuando se aumenta la temperatura de alimentación de este. En ambos casos se observa que los niveles altos de las variables de estudio ofrecen un sólido con menor contenido de humedad y por lo tanto con mayor contenido de humedad en el aire de salida.

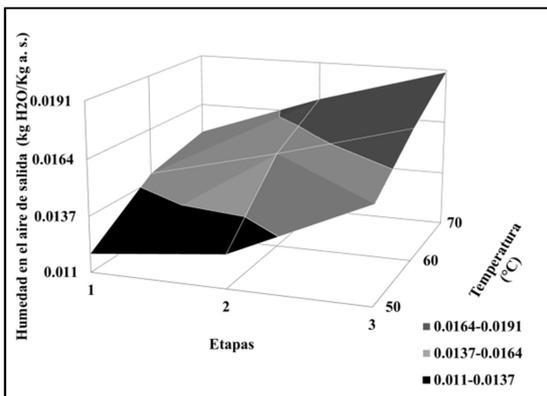


Figura 4.22. Humedad del aire a la salida en función de la Temperatura y el número de etapas. L/D = 0.5

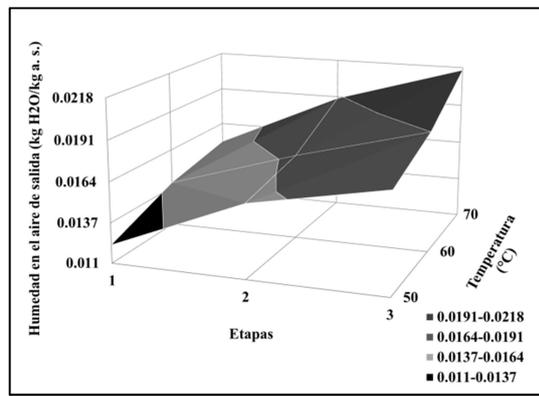


Figura 4.23. Humedad del aire a la salida en función de la Temperatura y el número de etapas. L/D = 1.5

4.4.2.- Modelo de regresión para la temperatura en el aire a la salida del secador.

En el caso de la variable de respuesta dada por la temperatura del aire a la salida, el análisis de varianza realizado mediante el programa NCSS/2007 ($\alpha = 0.05$) indica que todos los términos de la ecuación de predicción, en sus variables reales no codificadas, (ec. 4.5) son

significativos excepto los términos $\text{Etapas} * L/D$ y $\text{Temperatura} * L/D$, sin embargo, siguiendo nuevamente el principio de jerarquía del modelo se tomaran todos los términos del mismo.

$$T_{sal} = -21.00 - 4.57 * N + 1.56 * T + 5.28 * \left(\frac{L}{D}\right) + 0.24 * N^2 - (1.00E - 02) * T^2 - 3.02 * \left(\frac{L}{D}\right)^2 - (2.92E - 02) * N * T + 0.17 * N * \left(\frac{L}{D}\right) + (8.33E - 03) * T * \left(\frac{L}{D}\right) \quad (4.5)$$

$$R^2 = 0.9768$$

En la figura 4.24 se presentan mediante puntos los datos experimentales obtenidos y se comparan con las predicciones obtenidas mediante la ecuación (4.5). En el eje horizontal se presentan las 27 combinaciones experimentales ordenadas de menor a mayor número de etapas y relación L/D y de menor a mayor temperatura de alimentación del aire. Es posible determinar que el aire a la salida del secador presenta una menor temperatura cuando existe un mayor tiempo de contacto entre las fases (mayor número de etapas y relación L/D), esto es, porque el aire está perdiendo mayor energía calorífica evaporando una mayor cantidad de agua del sólido. En consecuencia es fácil determinar que el aumento en la temperatura de alimentación del aire favorece la evaporación de humedad del sólido y por lo tanto se observa una mayor caída de temperatura en el aire cuando se alimenta a una mayor temperatura. Es importante señalar que es probable que una parte de la energía del aire se ocupe en calentar al sólido (calor sensible), ya que el sólido ingresaba al secador a una temperatura de 20° C.

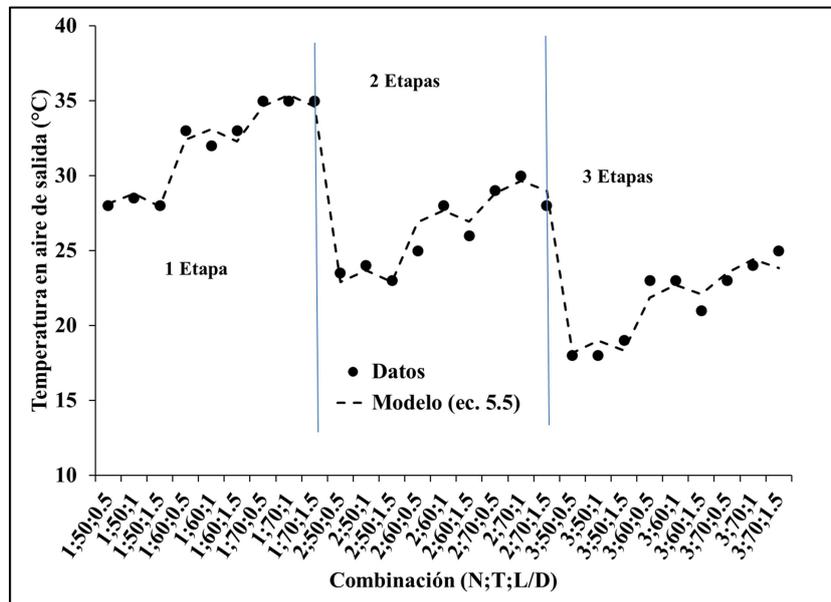


Figura 4.24. Datos experimentales de la temperatura en el aire a la salida del secador con predicciones del modelo estadístico (Ec. 4.5).

Superficie de respuesta para la temperatura en el aire a la salida del secador.

En las figuras 4.25 y 4.26 se muestran las gráficas de superficie de respuesta para la temperatura de salida del aire en función del número de etapas y la relación L/D para las temperaturas de alimentación del aire de 50 y 70 °C, al aumentar la temperatura de entrada del aire aumenta la temperatura en el lecho y la posibilidad de remover humedad del sólido, esto se traduce en aire más húmedo y frío (respecto a las condiciones iniciales) debido al mismo proceso de evaporación. Al existir un mayor tiempo de contacto y más eficiente entre fases el aire tiene mayor posibilidad de retirar humedad de los sólidos y por ende enfriarse.

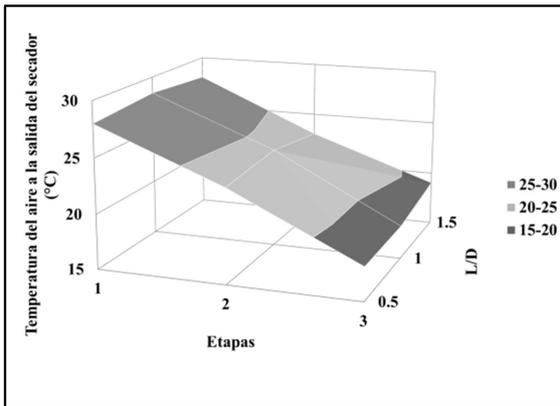


Figura 4.25. Temperatura del aire a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. Temperatura de alimentación del aire = 50°C

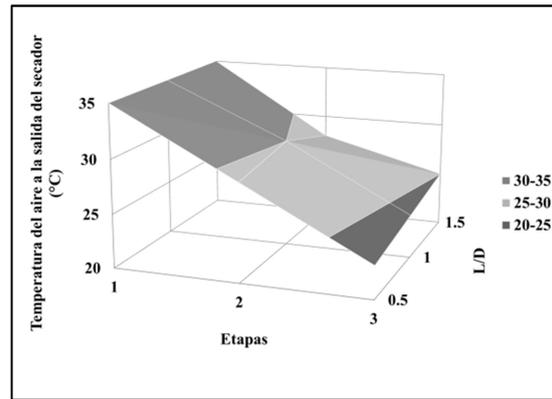


Figura 4.26. Temperatura del aire a la salida del secador en función del número de etapas y L/D. Temperatura de alimentación del aire = 70°C

Este proceso de enfriamiento de la corriente gaseosa si bien en su mayoría es debido al proceso mismo de evaporación, también se explica en función de la relación que existe entre flujos de alimentación. Esto fue reportado por Srinivasa y Subramanian (1998) al determinar que la temperatura del lecho y del aire bajan al aumentar el flujo de sólidos, así como por el aumento en la temperatura del aire de alimentación al incrementarse con esto el proceso de evaporación.

4.4.3.- Comportamiento de la temperatura en los lechos del secador multietapas.

En la figura 4.27 se presenta la variación de la temperatura promedio en el lecho durante la experimentación con 3 etapas. Se observa que la temperatura en el estado estacionario en la etapa inferior (etapa I) es la más alta, ya que recibe al aire con mayor temperatura y el sólido llega a ésta con una temperatura más elevada respecto a la de entrada. Se observa que la temperatura disminuye significativamente debido principalmente al proceso mismo de evaporación, ya que durante la experimentación las etapas estaban aisladas termicamente evitando con esto pérdida de energía hacia los alrededores. En todos los casos, la etapa superior (etapa III) presenta la menor temperatura porque recibe al sólido relativamente frío y el gas que llega a esta etapa ha ganado humedad y perdido energía térmica. Aunque la temperatura sea relativamente baja en las etapas media (etapa II) y superior, el tiempo de

residencia y el mezclado permiten que llegue un sólido más homogéneo a la etapa inferior y precalentado, disminuyendo con esto el choque térmico y favoreciendo la evaporación de humedad en el sólido. Misma tendencia de los resultados presentaron Srinivasa y col. (1995) y Kyon-Bin y col. (2002).

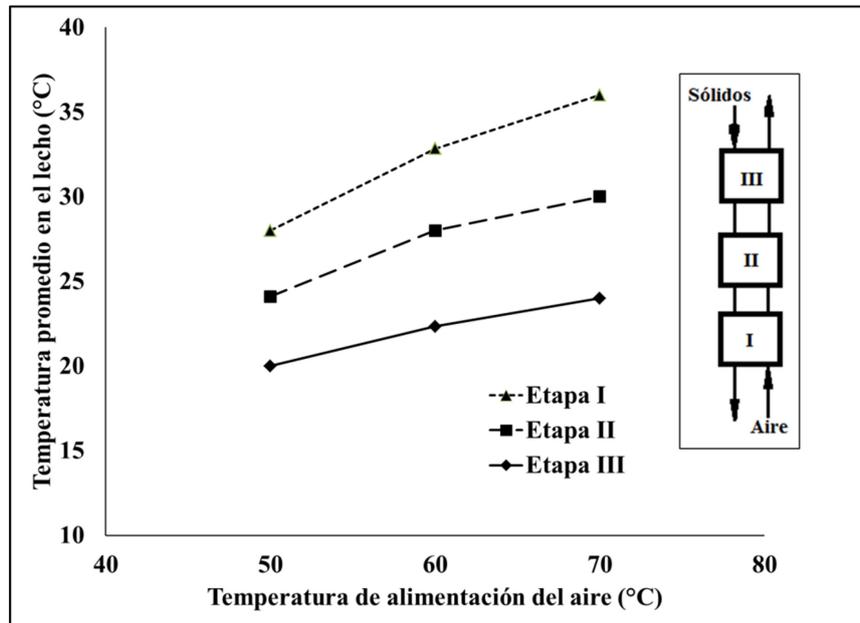


Figura 4.27. Temperatura en los lechos durante la experimentación con 3 etapas en función de la temperatura de alimentación del aire.

4.4.4.- Desempeño del secador multietapas con diferentes configuraciones Etapa-L/D

Para evaluar cuál de los tres pares de configuraciones Etapa_L/D estudiados en la sección referente al comportamiento hidrodinámico es más eficiente al operar el secador, se calculó el grado de secado (ec. 1.33) [Yeong-Seop y col., 2000]. En el cuadro 4.6 se muestra un resumen de resultados para los tres casos expuestos. En estos casos la temperatura de alimentación del aire se mantuvo en 70° C.

Cuadro 4.6 Comparación de diferentes tratamientos N-L/D.

	m_B (kg)	N	T (°C)	L/D	Grado de secado (%)	\bar{M}_{sal} Experimental (kg H ₂ O/kg s.s.)	ΔP_{Total} (Pa)
Caso 1	0.24	1	70	1.0	31.35	0.249	588.42
	0.24	2	70	0.5	43.49	0.202	627.65
Caso 2	0.36	1	70	1.5	32	0.245	666.87
	0.36	3	70	0.5	50.38	0.173	980.7
Caso 3	0.72	2	70	1.5	48.69	0.183	1225.87
	0.72	3	70	1.0	53.33	0.163	1471.05

Del resumen de resultados mostrado en la tabla anterior se observa que el empleo de columnas multietapas como secadores hace más eficiente el secado ya que se evita el crecimiento de burbujas a lo largo de lechos profundos aumentando con esto la eficiencia de contacto entre el aire caliente y el sólido húmedo favoreciendo así la remoción de humedad y al incrementar el número de etapas se favorece la obtención de un sólido más homogéneo ya que la distribución de tiempos de residencia de los sólidos en el secador es más estrecha, sin embargo, como se observa en la columna referente a la caída de presión total, esto conlleva una mayor caída de presión debida principalmente a los platos perforados que seccionan la columna y al incremento de sólidos en el lecho.

Las conclusiones obtenidas al estudiar los tres casos anteriores se pueden generalizar al analizar el grado de secado de las 27 combinaciones factoriales (N, T, L/D) presentadas en la figura 4.28. Se observa que en todos los casos se tiene un mayor grado de secado al aumentar el tiempo de residencia y la temperatura de alimentación del aire.

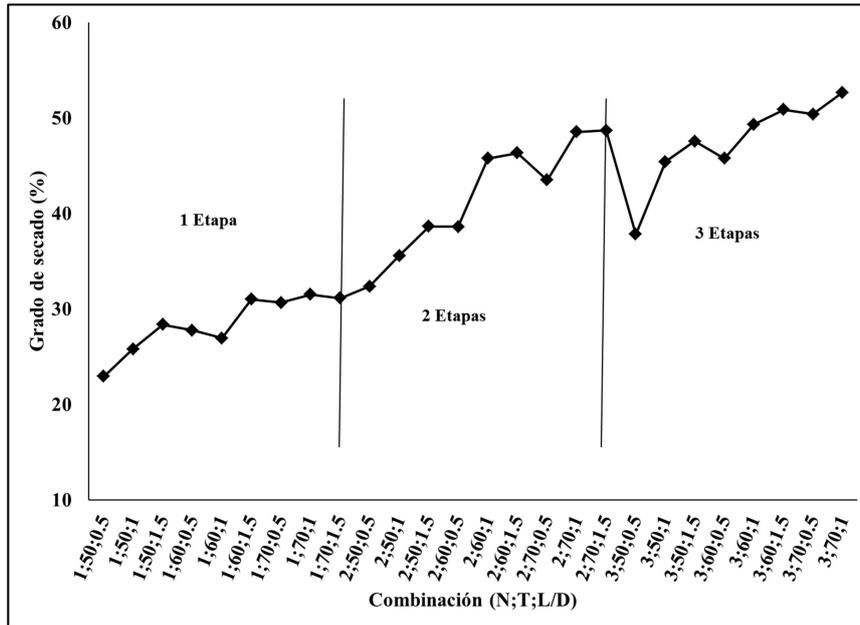


Figura 4.28 Grado de secado en función de N, T y L/D

4.5.- Modelo integral de secado aplicado al secador multietapas

A partir de las cinéticas de secado por lotes y las correspondientes funciones de distribución de tiempos de residencia, se calculó el contenido de humedad teórico empleando el modelo integral para el secado, dado por la Ec. (1.14). Se estudiaron 9 casos (mismos que se estudiaron por lotes con la misma carga total de material) representados por 1, 2 y 3 etapas con las tres diferentes temperaturas del aire de alimentación, manteniendo fija la relación L/D en 1.5. Para el cálculo se tomó el número de tanques teóricos que mejor representan los datos experimentales. Se determinó que el mejor ajuste es el dado por un tanque para una etapa real, 3 tanques en serie para 2 etapas reales y 4 tanques en serie para 3 etapas reales respectivamente. La integración de la ec. (1.14) para cada caso de estudio generó las siguientes ecuaciones. La integración se realizó considerando la temperatura del lecho constante, ya que, al realizarse el secado de la gel de sílice en el periodo de secado constante la temperatura del lecho durante este periodo es para fines prácticos constante.

Para una etapa real, es decir considerando la DTR para 1 tanque perfectamente agitado, se obtiene la ec. (4.6)

$$\bar{M}_{sal} = \frac{M_{ent}}{\tau_i(k+1)} \quad (4.6)$$

Para dos etapas reales, es decir considerando una DTR para 3 tanques en serie perfectamente agitados, se obtiene la ecuación (4.7).

$$\bar{M}_{sal} = - \frac{M_{ent}}{(\tau_i)^3 \left(-k - \frac{1}{\tau_i}\right)^3} \quad (4.7)$$

Por último, para tres etapas reales, es decir considerando una DTR para 4 tanques en serie perfectamente agitados, se obtiene la ecuación (4.8)

$$\bar{M}_{sal} = \frac{M_{ent}}{(\tau_i)^4 \left(-k - \frac{1}{\tau_i}\right)^4} \quad (4.8)$$

Donde k es la constante cinética de secado reportada en el cuadro 5.6 y τ_i es el tiempo de residencia por etapa.

En el cuadro 4.7 se presenta un resumen de resultados donde se compara el valor del contenido de humedad teórico obtenido mediante las ecuaciones anteriores (4.6-4.8) con el valor obtenido experimentalmente, también se muestra el cálculo del error relativo porcentual (ER) entre estos dos valores.

Cuadro 4.7. Comparación de resultados del modelo integral de Vanecek y col. (1966) con los resultados experimentales.

Etapa Real.	M_{ent} (b.s.)	τ_i (s)	T_{prom} en el lecho(K)	\bar{M}_{sal} teórica (b.s.) Ec. (1.32)	\bar{M}_{sal} experimental. (b.s.)	$ER = \frac{(\bar{M}_{exp} - \bar{M}_{teor})}{\bar{M}_{exp}} * 100$
	0.3548	436.8	301.16	0.2531	0.2542	0.43
N = 1	0.3602	436.8	306.16	0.2307	0.2485	7.16
	0.3564	436.8	308.16	0.2184	0.2455	10.9
	0.3557	436.8	297.66	0.2039	0.2164	5.77
N = 2	0.358	436.8	301.66	0.1824	0.1876	2.77
	0.369	436.8	304.66	0.1701	0.1834	7.25
	0.355	436.8	297.16	0.20	0.1833	-9.11
N = 3	0.35	436.8	301.16	0.1751	0.1693	-3.42
	0.3537	436.8	304.16	0.1586	0.1589	0.18
ER absoluto promedio (%)						5.22

En la figura 4.29, se muestran gráficamente las predicciones obtenidas mediante el modelo integral de Vanecek y col. (1966) y los datos experimentales. Se observa un porcentaje de error máximo de 10%, lo cual es bastante aceptable, ya que Chandran y col. (1990) reporta errores máximos de 9% en secadores de una etapa de espiral y lecho fluidizado común, mientras que Zahed y Epstein (1992) reportan errores de entre 7 y 15% para un secador de lecho fluidizado tipo fuente de una sola etapa.

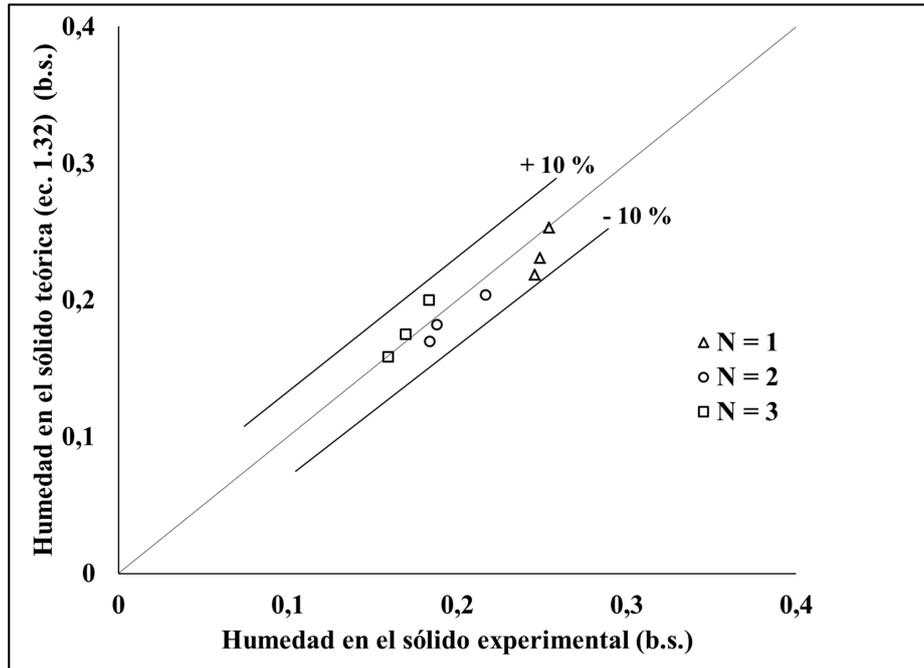


Figura 4.29. Humedad teórica y experimental en el secador multietapas

4.6.- Balance de humedad experimental y teórico.

Se realizó un balance de humedad empleando los datos experimentales y teóricos. Estos resultados se muestran en el cuadro 4.8. El flujo de humedad teórica se calculó empleando el balance de materia global en el secador (Ec. (1.10)), tomando como humedad de salida en el sólido la obtenida mediante el modelo integral propuesto por Vanecek y col. (1966) (Ec. (1.32)).

Se observa un error relativo promedio entre los datos experimentales y teóricos de 6%, por lo que es posible determinar que el modelo integral de secado aplicado al secador multietapas representa adecuadamente el fenómeno físico estudiado.

Cuadro 4.8. Humedad removida experimental y teórica

corrida experimental	Datos experimentales			Datos a partir del Modelo Integral de Vanecek	
	Combi- nación N,T,L/D	Humedad Removida (kg H ₂ O/s) experimental		Humedad Removida teórica (kg H ₂ O/s)	
		F _B (M _{ent} - M _{salEXP})	F _A (Y _{sal} - Y _{ent})	F _B (M _{ent} - M _{salTEOR})	ER (%)
3	1,50,1.5	5.33X10 ⁻⁵	5.37X10 ⁻⁵	5.39X10 ⁻⁵	-1.09
6	1,60,1.5	5.90X10 ⁻⁵	6.01X10 ⁻⁵	6.4X10 ⁻⁵	-9.4
9	1,70,1.5	5.87X10 ⁻⁵	6.35X10 ⁻⁵	6.9X10 ⁻⁵	-17.34
12	2,50,1.5	7.22X10 ⁻⁵	7.50X10 ⁻⁵	7.8X10 ⁻⁵	-8.14
15	2,60,1.5	8.60X10 ⁻⁵	8.11X10 ⁻⁵	9.3X10 ⁻⁵	-3.05
18	2,70,1.5	9.22X10 ⁻⁵	9.07X10 ⁻⁵	1.0X10 ⁻⁴	-7.53
21	3,50,1.5	9.10X10 ⁻⁵	8.43X10 ⁻⁵	8.2X10 ⁻⁵	8.02
24	3,60,1.5	1.01X10 ⁻⁴	9.31X10 ⁻⁵	9.2X10 ⁻⁵	3.20
27	3,70,1.5	1.03X10 ⁻⁴	1.04X10 ⁻⁴	1.03X10 ⁻⁴	-0.15
				Error Relativo Absoluto promedio =	6.43 %

En las figuras 4.30, 4.31 y 4.32 se muestran los resultados experimentales y teóricos del contenido de humedad y temperatura a la entrada y salida del secador para el caso en el que la temperatura de alimentación del aire es de 70°C y una relación L/D de 1.5.

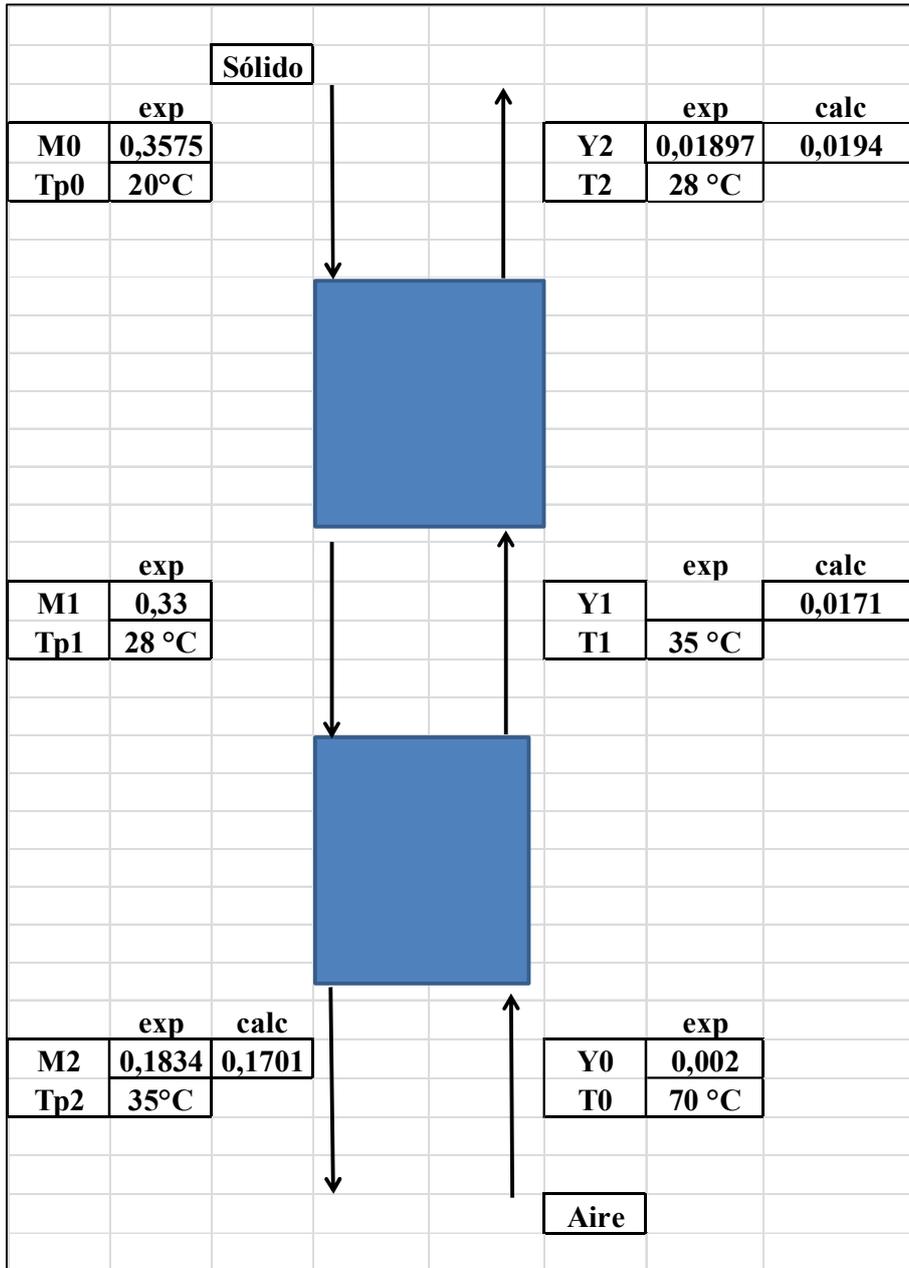


Figura 4.31 Datos teóricos y experimentales 2 etapas, 70°C, L/D = 1.5

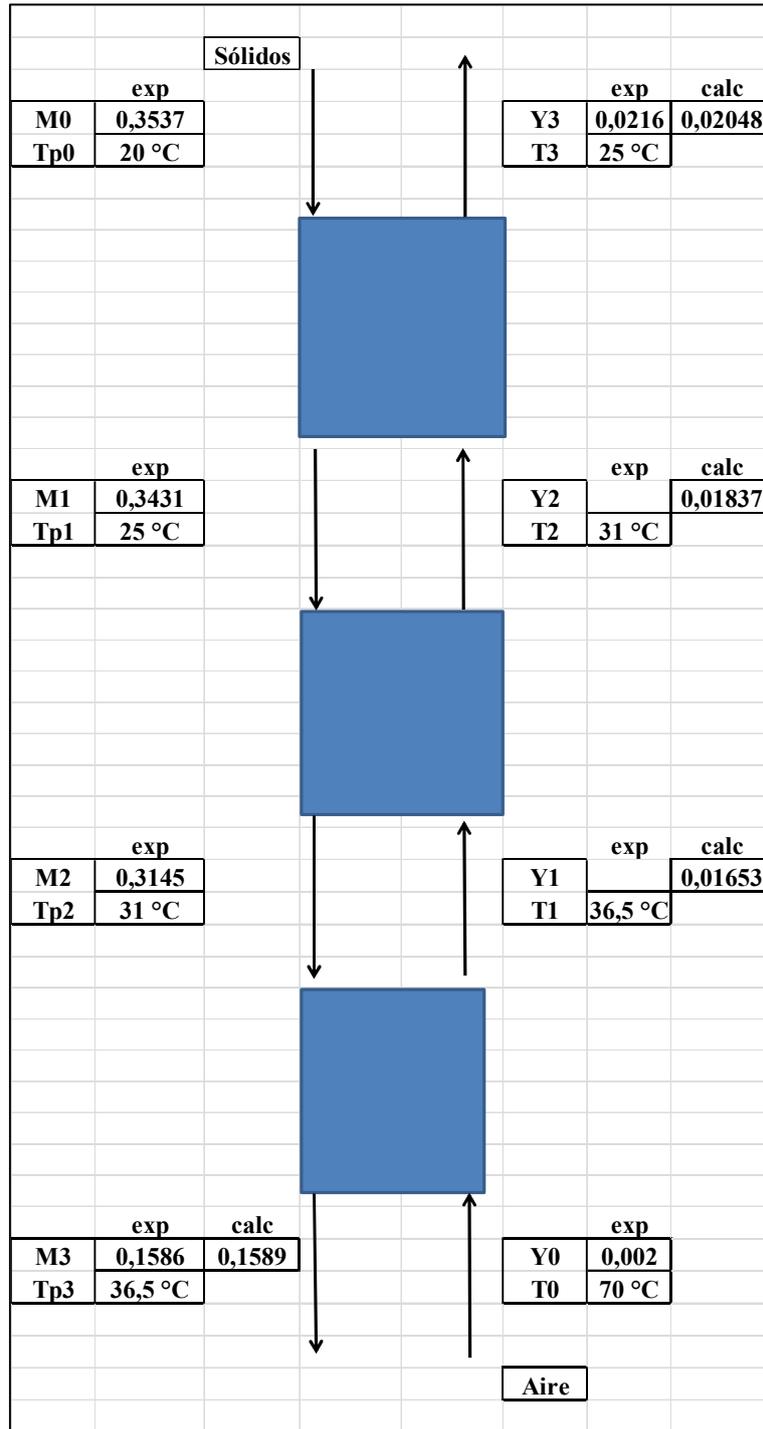


Figura 4.32 Datos teóricos y experimentales 3 etapas, 70°C, L/D = 1.5

En todos los casos el contenido de humedad en el aire a la salida del secador se calculó a partir del balance de energía suponiendo equilibrio térmico entre las etapas. El cálculo se realizó primero en la etapa inferior ya que el contenido de humedad en el aire de entrada es conocido junto con las demás variables que se necesitan en este cálculo. Para el cálculo del contenido de humedad en el aire a la salida de cada etapa se empleó la ecuación (1.11a). El contenido de humedad en los sólidos a la salida del secador, se calculó empleando las ecuaciones (4.6), (4.7) y (4.8) respectivamente.

Se observa en las figuras 4.30 a 4.32 que el contenido de humedad en las etapas superior e intermedia no disminuye significativamente probablemente por las condiciones del sólido alimentado y por las características del aire que llega a estas etapas, es decir el sólido se recibe prácticamente frío y el aire que llega a estas etapas ha ganado humedad y perdido energía térmica. La importancia de estas etapas se refleja respecto a la homogeneidad del producto, ya que con éstas se obtiene una tendencia de los sólidos al flujo pistón.

4.7.- Método Gráfico para evaluar la eficiencia del secador.

Siguiendo la metodología reportada por Keey, (1975) presentada en la sección 1.9.2, se obtuvieron los siguientes resultados. La solución gráfica para determinar la eficiencia global del secador se presenta en la figura 4.33.

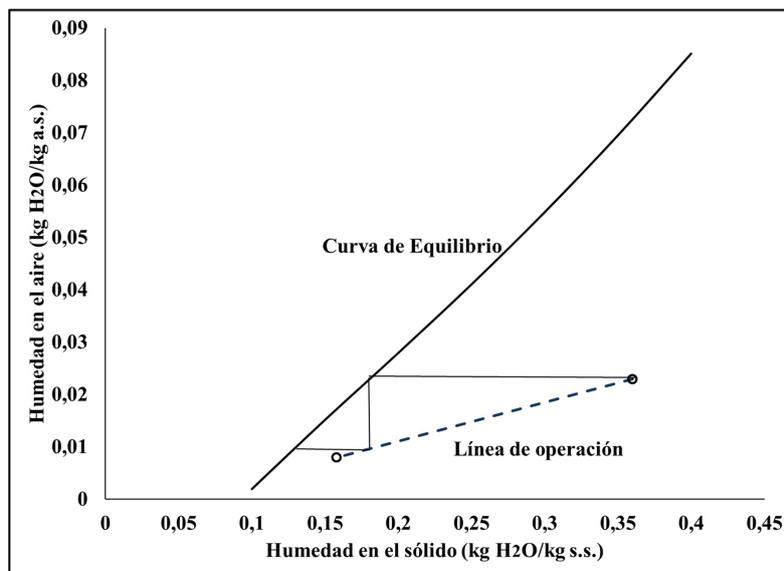


Figura 4.33 Método gráfico aplicado al secador multietapas.

La eficiencia global del secador multietapas considerando una temperatura de alimentación del aire de 70°C, L/D de 1.5 y 3 etapas reales es:

$$E_o = \frac{\text{Número de etapas ideales}}{\text{Número de etapas reales}} = \frac{2}{3} = 0.66$$

Key (1975) reporta una eficiencia global de 0.4 para un secador rotatorio multietapas para secado de viruta de madera. De manera que el proceso sugerido en esta investigación mejora la eficiencia global.

4.8.- Eficiencia global de Murphree.

Para evaluar el desempeño del secador otra opción es el cálculo de la eficiencia global de Murphree. En la figura 4.34 se observa que un incremento en la temperatura de alimentación del aire se traduce en un aumento en la eficiencia, ya que el aire posee una mayor cantidad de energía térmica disponible para evaporar la humedad del sólido. Se observa que cuando se incrementa el número de etapas, la eficiencia de Murphree aumenta significativamente porque aumenta el tiempo de residencia de los sólidos en el lecho y con esto el tiempo de contacto entre fases, este efecto ha sido reportado también por Srinivasa y Subramanian (1998), sólo que en su caso de estudio no hubo variación en la temperatura de alimentación del aire, además el incremento en el número de etapas hace más eficiente este contacto al evitar crecimiento de burbujas en el lecho.

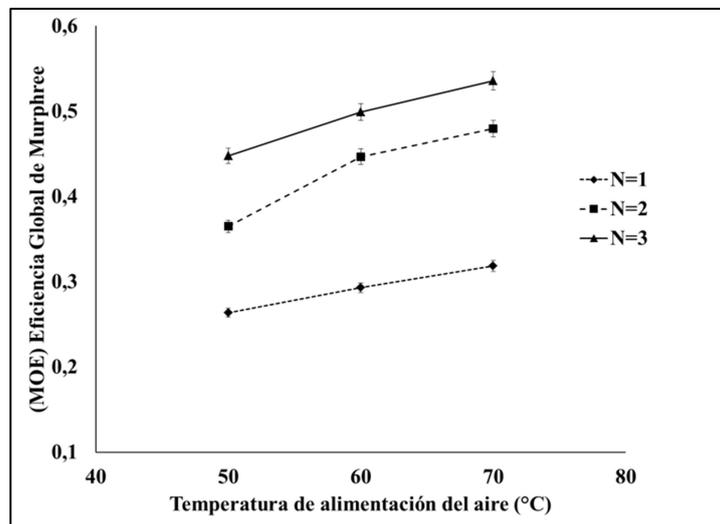


Figura 4.34 Eficiencia global de Murphree en función de las medias de temperatura y número de etapas en serie.

A partir del análisis de medias de los tratamientos, fue posible establecer que no hay diferencia significativa ($\alpha = 0.05$) entre los tratamientos de L/D de 1.0 y 1.5, posiblemente sea debido a que este tipo de materiales se secan cerca del plato distribuidor, esta conclusión se había establecido anteriormente al analizar el contenido de humedad de salida en el secador.

Srinivasa y col. (1995) reportan eficiencias globales de Murphree promedio de 0.4 para una etapa, 0.6 para 2 etapas en serie y 0.75 para tres etapas del secador multietapas de lecho fluidizado empleando mijo como partícula y temperaturas del aire de alimentación entre 60 y 100°C, mientras que para secadores fluidizados en espiral de una y dos etapas reportan eficiencias globales de entre 0.6 y 0.8.

4.9.- Consumo específico de energía.

El consumo específico de energía determinado para las 27 combinaciones factoriales calculados mediante la ecuación (1.38) se muestra en la figura 4.35. Se observa que el consumo de energía suministrada al secador por kilogramo de agua evaporada disminuye conforme se aumenta el número de etapas para una temperatura y relación L/D fijas, ya que la energía se mantiene constante pero la humedad retirada de los sólidos se incrementa debido a que aumenta el tiempo de residencia de los sólidos y con esto la eficiencia de contacto entre las fases. Se observa que para un número fijo de etapa y L/D el CEE aumenta al incrementar la temperatura de alimentación del aire, porque se requiere más energía para aumentar la temperatura de alimentación del aire.

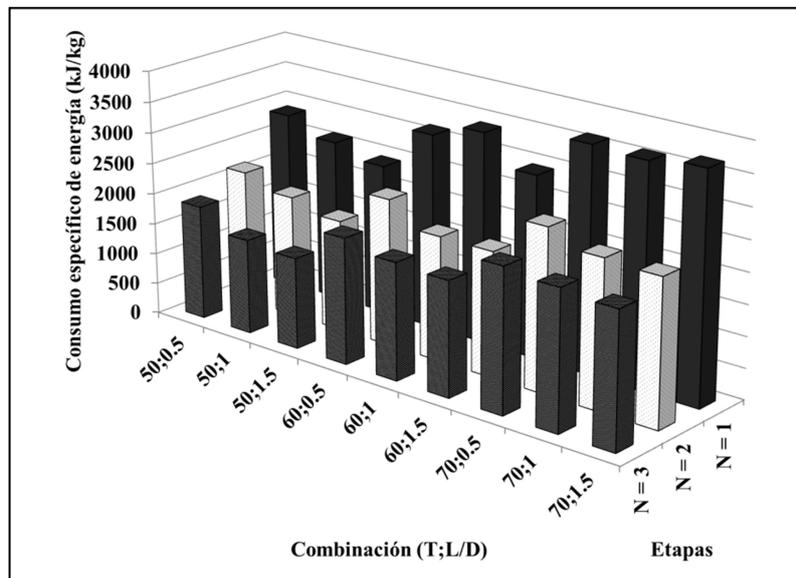


Figura 4.35 Consumo específico de energía para las 27 combinaciones factoriales.

En la figura 4.36 se muestran las medias de los tratamientos del CEE. Mediante el análisis de Tukey-Kramer ($\alpha = 0.05$) se observó que existe una diferencia significativa entre los diferentes tratamientos de temperatura y número de etapas empleadas, sin embargo entre los diferentes tratamientos de L/D no se aprecia diferencia significativa, esto es porque el contenido de humedad retirada no depende de lechos profundos, como se demostró anteriormente. Los valores típicos para secadores de lecho fluidizado comunes se encuentran entre 4000 y 6000 kJ/kg de agua evaporada [Mujumdar, 2006].

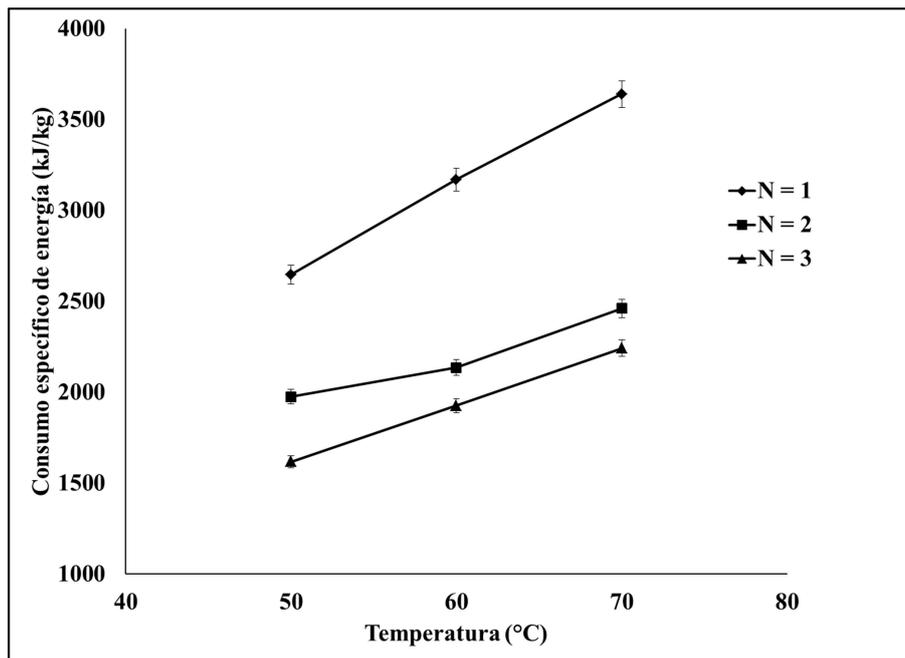


Figura 4.36 Consumo específico de energía en función de las medias de los tratamientos de temperatura y número de etapas en serie.

CONCLUSIONES.

5.- CONCLUSIONES.

- Se caracterizó hidrodinamicamente una columna multietapas de lechos fluidizados con vertederos tubulares y se operó de manera estable como secador de gel de sílice, generando modelos estadísticos y a partir de los primeros principios que explican adecuadamente la variabilidad del contenido de humedad en el sólido a la salida del secador, del contenido de humedad en el aire a la salida del secador y de la caída de presión en el secador como una función de las variables de estudio propuestas.
- La zona de operación estable en función de la reducción cónica empleada en los vertederos, permite operar con áreas libres de entre 34% y 45%, (conicidad de entre 0.44 y 0.46) lo que equivale a mantener una relación de diámetro de la reducción cónica a diámetro de la partícula de entre 7 y 8.
- Mediante un análisis de intervalos de confianza se determinó que durante la operación estable de la columna, la velocidad crítica de operación no depende del área libre del cono empleado para intervalos de entre 34 y 45%.
- La distribución de tiempos de residencia de los sólidos en la columna multietapas está representada adecuadamente por el modelo de tanques en serie obteniendo errores relativos de entre 5 y 20% en las medias experimentales y del modelo, así mismo, el cálculo de las etapas teóricas demuestra que la columna multietapas tiende a una operación en flujo pistón, lo que favorece la homogeneidad del producto.
- Mediante el estudio de las medias de los tratamientos (Tukey-Kramer) con un nivel de confianza del 95%, se determinó que no hay diferencia significativa entre los tratamientos de L/D de 1 y 1.5, lo que indica que no es necesario el empleo de lechos profundos en columnas multietapas.
- Los modelos estadísticos generados explican adecuadamente la variabilidad de las variables de respuesta respecto a las variables de estudio por lo que pueden emplearse con fines de optimización y/o como ecuaciones de predicción en el dominio experimental estudiado.
- Para el mismo tiempo de residencia se determinó que el empleo de 2 y 3 etapas mejora considerablemente el desempeño del secador con una sola etapa, al obtener un mayor grado de secado, una mayor eficiencia y un menor consumo específico de energía, a pesar de generar una mayor caída de presión comparada con una sola etapa.
- La determinación experimental de las cinéticas de secado por lotes y las correspondientes distribuciones de tiempos de residencia, permitieron predecir de manera adecuada (mediante el modelo integral de Vanecek) la humedad final en un secador continuo multietapas de lechos fluidizados al obtener errores relativos no mayores del 10% respecto a los datos experimentales.

6.- RECOMENDACIONES.

- Ahondar en el estudio de la hidrodinámica del vertedero, realizando mediciones de la caída de presión en el vertedero y velocidades relativas en el mismo para poder diseñar adecuadamente la reducción cónica mediante un balance de fuerzas en el vertedero.
- Realizar mediciones con otro tipo de partículas para verificar los modelos generados.
- Automatizar la columna con el fin de adquirir los datos en línea, para poder estudiar el aspecto dinámico de la operación de la columna multietapas.

NOMENCLATURA.

7.- NOMENCLATURA.

a	factor del sistema en la ecuación de fluidización
A	área del lecho (m^2)
A₀	factor pre-exponencial (s^{-1})
b	factor del sistema en la ecuación de fluidización
b₀	coeficiente de regresión de la constante
b_i	coeficiente de regresión de los efectos lineales
b_{ii}	coeficiente de regresión de los efectos cuadráticos
b_{ij}	coeficiente de regresión de los efectos de interacción
C_i	concentración del trazador (kg/kg)
C_a	capacidad calorífica del aire (kJ/kg K)
C_b	capacidad calorífica del sólido (kJ/kg K)
C_v	capacidad calorífica del vapor de agua. (kJ/kg K)
C_w	capacidad calorífica del agua líquida respectivamente. (kJ/kg K)
C_a	capacidad calorífica del aire (kJ/kg K)
C_b	capacidad calorífica del sólido (kJ/kg K)
C_v	capacidad calorífica del vapor de agua. (kJ/kg K)
C_w	capacidad calorífica del agua líquida respectivamente. (kJ/kg K)
Cd	coeficiente de descarga.
CEE	consumo específico de energía. (kJ/kg)
dm	diámetro menor de la reducción cónica. (m)
DM	diámetro mayor de la reducción cónica. (m)
d_{or}	diámetro de orificios en el plato distribuidor (m)
d_p	diámetro de partícula. (m)
E_A	energía de Activación. (kJ/kg)
E₀	eficiencia global.
E(θ),E(t)	función de distribución de tiempos de residencia.
ER	error relativo (%)
f	curva de secado característica
F	área libre del plato distribuidor
F_A	flujo de aire. (kg aire seco/s)
F_B	flujo de sólidos alimentados (kg sólido seco/s)
g	aceleración de la gravedad (m/s^2)
G_f	velocidad superficial másica del gas (kg/m^2s)
H	altura del lecho fijo (m)
h_l	altura del lecho fluidizado (m)
h_{sv}	altura de sólidos en el vertedero. (m)
k	constante de secado. (s^{-1})
L/D	relación Longitud del vertedero a Diámetro del secador.
m_B	masa de sólido retenido. (kg)
m_{sh}	masa de sólidos húmedos. (kg)
m_{ss}	masa de sólidos secos. (kg)
m_v	masa de agua evaporada. (kg)
M_{eq}	humedad en el equilibrio.
\bar{M}_{sal}	humedad en el sólido a la salida del secador. (kg agua / kg sólido seco)

M_0, M_{ent}	humedad inicial del sólido (kg agua / kg sólido seco)
M_N	humedad del sólido a la salida de la etapa N (kg agua / kg sólido seco)
M_N^*	humedad en equilibrio a la salida de la etapa N (kg agua / kg sólido seco)
M_{OE}	eficiencia global de Murphree
$\bar{M}(t)$	humedad en el sólido en función del tiempo obtenida del secado por lotes. (kg agua / kg sólido seco)
N	número de etapas
P_1	presión en el lecho superior. (N/m ²)
P_2	presión en el lecho inferior. (N/m ²)
p_s	presión de vapor de agua (N/m ²)
p_i	presión parcial de agua en el aire de alimentación (N/m ²)
R	constante de los gases ideales.
R^2	coeficiente de correlación.
s	distancia entre orificios en el plato distribuidor (m)
t	tiempo (s,min)
T_{am}	temperatura ambiente (°C)
T, T_{ent}	temperatura del aire de alimentación. (°C)
T_{sal}	temperatura de salida del aire. (°C)
T_{pent}	temperatura de alimentación del sólido. (°C)
u	velocidad superficial del aire (m/s)
u_{mf}	velocidad mínima de fluidización. (m/s)
u_p	velocidad de los sólidos (m/s)
u_t	velocidad terminal de los sólidos (m/s)
V_h	volumen específico del aire (m ³ /kg)
$X_{i,j}$	variables de estudio.
Y_{ent}, Y_0	humedad inicial del aire. (kg de agua/kg de aire seco)
Y, Y_{sal}	humedad final en el aire de salida. (kg de agua/kg de aire seco)
Y_s	curva de equilibrio.
Y_G	humedad en el aire de salida. (kg de agua/kg de aire seco)
Y_w	humedad de saturación. (kg de agua/kg de aire seco)
\hat{Y}	variable de respuesta.
Z	altura de la reducción cónica. (m)

Letras Griegas.

α	nivel de significancia.
β_i	coeficiente de regresión de los efectos lineales
β_{ii}	coeficiente de regresión de los efectos cuadráticos
β_{ij}	coeficiente de regresión de los efectos de interacción
Υ	ángulo del cono
ΔH	entalpía de desorción-vaporización (kJ/kg)
ΔP_V	caída de presión en el vertedero. (N/m ²)
ΔP_{LI}	caída de presión en el lecho inferior. (N/m ²)
ΔP_{LS}	caída de presión en el lecho superior. (N/m ²)
ΔP_1	caída de presión en el lecho. (N/m ²)
ΔP_{pd}	caída de presión en el plato distribuidor. (N/m ²)

$\Delta P_{\text{Total1,2,3,N}}$	caída de presión en 1, 2, 3 ó N etapas respectivamente (N/m^2)
ε	fracción de espacios vacíos.
ε_f	fracción de espacios vacíos en condiciones de fluidización.
ε_{mf}	fracción de espacios vacíos en condiciones de mínima fluidización.
η_d	grado de secado.
θ	tiempo adimensional.
σ^2	varianza (min^2)
τ	tiempo medio de residencia en el conjunto de N tanques.
τ_{Exp}	tiempo de residencia experimental.
τ_i	tiempo de residencia de la i -ésima etapa
τ_{Mod}	tiempo promedio de residencia del modelo de tanques en serie.
ρ_b	densidad empacada (kg/m^3)
ρ_f	densidad del aire (kg/m^3)
ρ_p	densidad de la partícula (kg/m^3)
φ	humedad adimensional en el sólido.
ϕ	esfericidad de la partícula.

BIBLIOGRAFÍA.

8.- BIBLIOGRAFÍA.

- Bahu R.E., Fluidised Bed Dryer Scale-up, *Drying Technology*, 12 (1994) 329-339.
- Campbell D. L., Martin H. Z. y Tyson C. W., 1948, US Patent 2,451,803.
- Chandran A. N., Subba Rao S. y Varma Y. B. G., Fluidized Bed Drying of Solids, *AIChE Journal*, 36 (1990) 29-38.
- Ciesielczyk W. Batch Drying Kinetics in a Two-Zone Bubbling Fluidized Bed. *Drying Technology*, 23 (2005) 1613-1640.
- Danckwerts P. V., Continuous Flow Systems: Distribution of Residence Times, *Chemical Engineering Science*, 2 (1953) 1-9.
- Djaeni M., Barlets P., Sanders J., Van Straten G. y Van Boxtel A. J. B., Multistage Zeolite drying for Energy-Efficient Drying, *Drying Technology*, 25 (2007) 1063-1077.
- Ergun S. Fluid Flow through packed columns, *Chemical Engineering Progress*, 48 (1952) 1179-1184
- Ferré J., *Técnicas de Laboratorio*, ISSN 0371-5728, N° 287, (2003).
- Gauthier D. y Flamant G., Residence Time Distribution in a Series of Three Tanks with Bypass and Back-mixing. Application to Multistaged Fluidized Bed, *Chemical Engineering Communications*, 100 (1991) 77-94.
- Geankoplis C. J., *Procesos de Transporte y Operaciones Unitarias*, Ed. CECSA, 3a. Edición, (1998).
- Geldart D., *Gas Fluidization Technology*, Ed. John Wiley & Sons, (1986).
- Gibilaro L.G., Felice R., Waldram S.P. y Foscolo P.U., Generalized Friction Factor and Drag Coefficient Correlation for Fluid-Particle Interactions, *Chemical Engineering Science*, 40 (1985) 1817-1823.
- Howard J. R., *Fluidized Bed Technology - Principles and Applications*, Ed. Adam Hilger, (1989).
- Keye R. B., *Drying Principles and Practice*, Ed. Pergamon Press, (1975).
- Kim J.M., Han G.Y. y Yi C. H., The Characteristics of Particle Flow in the Overflow and Underflow Standpipe of Fluidized Beds, *Korean Journal of Chem. Eng.*, 17 (2000), 273-279.

Knowlton T. M. en Gas Fluidization Technology, Editado por D. Geldart, Editorial John Wiley & Sons (1986) 370-382.

Krishnaiah K., Pydisetty Y., Varma Y. B. G., Residence Time Distribution of Solids in Multistage Fluidisation, Chemical Engineering Science, 37 (1982) 137-1377.

Krishnaiah K., Varma Y. B. G., Pressure Drop, Solids Concentration and Mean Holding Time in Multistage Fluidisation, The Canadian Journal of Chemical Engineering, 40 (1982) 346-351.

Kunii D., Levenspiel O., Fluidization Engineering, Ed. Butterworth-Heinemann, (1991).

Kyong-Bin C., Sang-II P., Yeong-Seong P., Su-Whang S. y Dong-Hyun L. Drying Characteristics of Millet in a Continuous Multistage Fluidized Bed, Korean J. Chem. Eng., 19 (2002) 1106-1112.

Levenspiel Octave, Ingeniería de las Reacciones Químicas, Ed. Limusa Wiley 3era. Edición, (2004).

Mahalik K., Mohanty Y.K., Biswal K.C., Roy G.K. y Sahu J.N. (2014). Statistical modeling and optimization of a multistage gas-solid fluidized bed for removing pollutants from flue gases, Particuology (Article in Press), <http://dx.doi.org/10.1016/j.partic.2014.06.012>

Martín I. G., Marcilla A., Font R. y Asensio M., Stable Operating Velocity Range for Multistage Fluidized Bed Reactor with Downcomers, Powder Technology, 85 (1995) 193-201.

Martin R. Introduction to Particle Technology, John Wiley and Sons, 2nd Edition, (2008).

Mohanty C.R., Adapala S., Meikap B.C., Hold-up characteristics of a novel gas-solid multistage fluidized bed reactor for control of hazardous gaseous effluents, Chem. Eng. Journal, 148 (2009) 115-121.

Mohanty C. R., Rajmohan B., Meikap B. C., Identification of stable operating ranges of a counter-current multistage fluidized bed reactor with downcomer, Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 49 (2010) 104-112.

Mohanty C. R., Rajmohan B., Meikap B. C., Identification of stable operating ranges of a counter-current multistage fluidized bed reactor with downcomer, Chemical Engineering and Processing: Process Intensification, 49 (2010) 104-112.

Montgomery, D., Diseño y análisis de experimentos. Editorial Limusa Wiley, (2011).

Morris, D. R., Gubbins, K. E., y Watkins, S. B., Residence time studies in fluidized and moving beds with continuous solids flow. *Trans Instn of Chem. Engrs*, 42 (1964) 323-333

Mujumdar A.S., *Handbook of industrial Drying*, Tercera Edición, Taylor & Francis Group, (2006)

Mujumdar A. S. y Devahastin S., en *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, Editado por Wen-Ching Yang, Ed. Marcel Dekker, (2006).

Nagashima H., Ishikura T. y Ide M., Flow characteristics of a small moving bed downcomer with an orifice under negative pressure gradient, *Powder Technology* 192 (2009) 110-115.

Pell M. y Dunson J., *Gas-Solid Operation and Equipment*, Perry's Chemical Engineers Handbook 7a. Ed. (1999) 1-14.

Pérez A., Cruz O., Vizcarra M y Vernon C., Modelamiento del proceso de secado de pimienta gorda (*Pimenta dioica L. Merrill*) en lecho fluidizado, *Salud Publica y Nutrición (Memorias del Congreso Nacional de Ciencia y Tecnología de los Alimentos)*, 8 (2008).

Piña, Rodríguez y Benavides, *Metodología Robusta para superficies de respuesta*, Instituto, Tecnológico de Ciudad Juárez, CULCyT//Enero-Febrero, (2006).

Reay D., Allen R. W. K., The effect of Bed Temperature on Fluid Bed Batch Drying Curves, *Research Sessions on Solids Drying*, Institution of Chemical Engineers Jubilee Symposium, 3 (1982) 11-13.

Renauld M., Thibault J., Alvarez P.I., Influence of solids moisture content on the average residence time in a rotatory dryer, *Drying Technology*, 2001, 19(9),2131-2150

Reyes A., Castro H., Residence Time Distribution in a Fluidized Bed Dryer, 14th International Drying Symposium Sao Paulo, Brazil, 22-25 (2004).

Raghuraman J., Varma Y. B. G., An Experimental Investigation of the Residence Time Distribution of Solids in Multistage Fluidisation, *Chemical Engineering Science*, 30 (1975) 145-150.

Santiago T., Anaya I., Alamilla L., Chanona J. J., Gutierrez G. F., Vizcarra M.G., Hydrodynamics and Operational Parameters of a Continuous Multistage Vertical Fluidized Bed System, *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 6 (2007) 59-63.

Sauer R. A., Chan I. H. y Knowlton T. M., The Effect of System and Geometrical Parameters on the Flow of Class-B Solids in Overflows Standpipes, *AIChE Symposium Series*, 80 (1984) 1-23.

- Senadeera, W., Alves-Filho, O., & Eikevik, T. (2013). Influence of drying conditions on the moisture diffusion and fluidization quality during multi-stage fluidized bed drying of bovine intestine for pet food. *Food and Bioproducts Processing*, 91(4), 549-557.
- Smith J. M., *Ingeniería de la Cinética Química*, Ed. CECSA, 6ta. Edición, 1991.
- Sobolewski A. y Bandrowski J., Determination of Pressure Drop Through Gas Distributors in Multistage Fluidized-bed Vessels, *Chem. Eng. and Processing*, 33 (1994) 419-128.
- Srinivasa Kannan C., Subba Rao S., Varma Y. B. G. A Study of Stable Range of Operation in Multistage Fluidised Beds, *Powder Technology*, 78 (1994) 203-211.
- Srinivasa C., Subramanian N. B., Some Drying Aspects of Multistage Fluidized Beds, *Chem. Eng. Technol.* 21 (1998) 961-966.
- Srinivasa C., Thomas P. P., Varma Y. B. G., Drying of Solids in Fluidized Beds, *Ind. Eng. Chem. Res.* 34 (1995) 3068-3077.
- Tanaka I., Ishikura T., Uchiyama A. y Shinohara H., Kagaku K. Ronbunshu, 5 (1979) 397.
- Treybal Robert E., *Operaciones de Transferencia de Masa*, Segunda Edición. Mc Graw-Hill (2003).
- Vanecek V., Markvart M., Drbohlav R., *Fluidized Bed Drying*, Leonard Hill, London (1966).
- Verduzco M. L.A. Análisis del funcionamiento de un secador de lecho fluidizado continuo de semillas de amaranto operado con una sola etapa, Tesis de Maestría en Ingeniería Química UAM-I, México, (2009).
- Verduzco-Mora L.A., Martínez-Vera C. y Vizcarra-Mendoza M.G. Hidrodinámica de un secador multietapas de lecho fluidizado continuo con vertederos, *Revista Mexicana de Ingeniería Química*, 14 (2015) 467-479.
- Wolf D., Resnick W., Experimental Study of Residence Time Distribution in a Multistage Fluidized Bed, I. & E. C. *Fundamentals*, 40 (1965) 77-81.
- Yeong-Seop S., Hee Chul K., y Hai Sonn C. Drying of Water Treatment Process Sludge in a Fluidized Bed Dryer, *Korean J. Chem. Eng.*, 17 (2000) 22-26.
- Zahed A. H., Epstein N., Batch and Continuous Spouted Bed Drying of Cereal Grains. The Thermal Equilibrium Model, *The Canadian Journal of Chem. Eng.*, 70 (1992) 945-953.
- Zahed A.H., Zhu J.H, Grace J.R.. Modelling and Simulation of Batch and Continuous Fluidized bed Dryers. *Drying Technology*, 13 (1995), 1-28.

Zank J., Kind M. y Schlünder E. U., Particle Growth in a Continuously Operated Fluidized Bed Granulator, *Drying Technology*, 19 (2001) 1755-1772.

Zhang J. Y. y Rudolph V., Flow instability in non-fluidized standpipe flow, *Powder Technology* 97 (1998), 109-117.

Zhang Q., Yang S. X., Mittal G.S. Prediction of performance indices and optimal parameters of rough rice drying using neural network, *Biosyst Eng.*, 83 (3),(2002), 281-290.

Zhao L., Pan Y., Chen J. Li. G. y Mujumdar A., Drying of a Dilute Suspension in a Revolving Flow Fluidized Bed of Inert Particles, *Drying Technology*, 22 (2004) 363-376.

APÉNDICES.

APÉNDICE A.

Estudio teórico sobre la altura de los sólidos en el vertedero durante la operación estable de la columna multietapas.

La altura que los sólidos alcanzan en un vertedero es un parámetro de operación importante ya que indica si la columna opera en forma estable o está presentando inestabilidad, debido a esto, conocer la altura máxima que alcanzaran los sólidos en el lecho durante la operación estable de la columna se vuelve una prioridad.

En esta sección se presenta el desarrollo teórico realizado para obtener una ecuación para predecir la altura de los sólidos en el vertedero durante la operación estable de la columna multietapas, esto fue realizado a partir de balances de caídas de presión.

Consideremos dos etapas en arreglo vertical con vertederos, como el mostrado en la figura A.1.

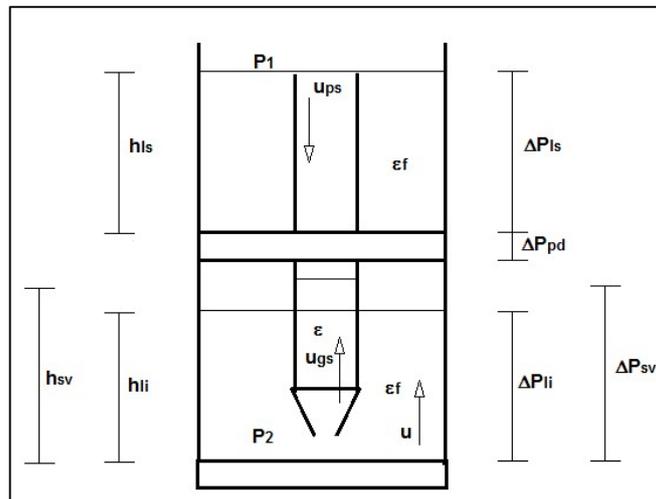


Figura A.1. Arreglo vertical de dos etapas con vertedero.

Consideraciones:

- Las etapas tienen geometría idéntica y por tanto mismas condiciones de operación hidrodinámica.
- Las etapas operan en lecho fluidizado.
- El vertedero opera en régimen de flujo lecho fijo. Esto implica que la velocidad relativa ($u_{rel} = u_p - u_g$) en el vertedero es menor o igual que la velocidad relativa en condiciones de mínima fluidización.

De acuerdo con Knowlton (1986) durante la operación estable de la columna, la caída de presión en el vertedero y por fuera de éste son iguales. Haciendo un balance, obtenemos:

*Balance de caída de presión fuera del vertedero.

$$P_2 - P_1 = \text{caída de presión en el lecho inferior} \\ + \text{caída de presión en el plato distribuidor} \\ + \text{caída de presión en el lecho superior}$$

En símbolos queda expresada como:

$$P_2 - P_1 = \Delta P_{li} + \Delta P_{pd} + \Delta P_{ls} \quad (\text{A.1})$$

Realizando el balance en el vertedero se obtiene que:

*Balance de caída de presión dentro del vertedero.

$$P_2 - P_1 = \text{caída de presión debida a los sólidos en el vertedero}$$

En símbolos esto es:

$$P_2 - P_1 = \Delta P_{sv} \quad (\text{A.2})$$

Ahora es necesario determinar cada uno de los términos que conforman a las ecuaciones (A.1) y (A.2)

Para los términos de caídas de presión en los lechos superior e inferior de la ecuación (A.1), se tiene que durante la fluidización, la caída de presión es constante e igual al peso del lecho, por tanto de manera general, esta relación se expresa mediante la siguiente ecuación [Kunni y Levenspiel, 1991]:

$$\Delta P_{\text{lecho fluidizado}} = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_{\text{lecho}} \quad (\text{A.3})$$

Así, para el lecho inferior (li)

$$\Delta P_{li} = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_{li} \quad (\text{A.3a})$$

Para el lecho superior (ls)

$$\Delta P_{ls} = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_{ls} \quad (\text{A.3b})$$

Mientras que la caída de presión en el plato distribuidor está dada por: [Sobolewski y Brandowski, 1994]

$$\Delta P_{pd} = \varphi \left(\frac{\rho_f u^2}{2} \right) \quad (\text{A.4})$$

Dónde la caída de presión en el plato distribuidor puede ser una función de las características del flujo de aire, de la geometría del plato o de ambas, es decir:

$$\varphi = f(\text{Re})$$

$$\varphi = f(F, d_{or}, s)$$

$$\varphi = f(\text{Re}, F, d_{or}, s)$$

Es decir que la expresión que define a la caída de presión en el plato distribuidor puede ser función únicamente de las características del flujo, de la geometría del plato distribuidor o de ambas.

Para este estudio se tomará:

$$\Delta P_{pd} = \left(\frac{G_f^2}{2\rho_f(C_d F)^2} \right) \quad (A.4a)$$

$$\text{Con } G_f = \rho_f u$$

Para orificios en el plato en arreglo triangular, como se muestra en la figura A.2, el área libre del plato distribuidor se obtiene mediante la ecuación (A.5): [Geldart, 1986]

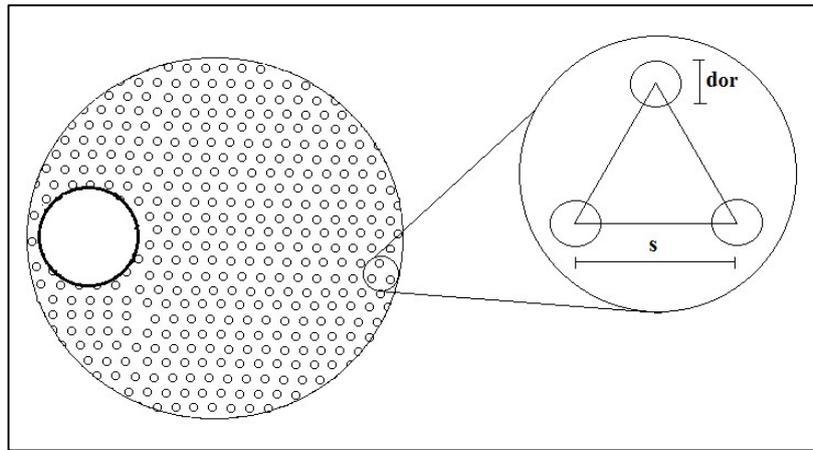


Figura A.2. Arreglo triangular en plato perforado.

$$F = \frac{\pi}{2\sqrt{3}} \left(\frac{d_{or}}{s} \right)^2 \quad (A.5)$$

Sustituyendo la ec. (A.2) en (A.1a), la caída de presión en el plato distribuidor queda como:

$$\Delta P_{pd} = \left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d \pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4 \quad (A.4b)$$

El coeficiente de descarga puede expresarse por: [Pillay y Varma, 1983]

$$C_d = 0.6974u^{0.2} \quad (A.6)$$

Retomando la Caída de presión en el vertedero, ésta es debida solamente a la cantidad de sólidos en el mismo y como el vertedero opera en régimen de lecho fijo, la caída de presión en el mismo puede expresarse por medio de una ecuación del tipo Ergun (1952):

$$\frac{\Delta P}{H} = au + bu^2 \quad (A.7)$$

En este estudio se empleará una ecuación modificada a la presentada por Ergun (1952), ya que la presentada por Gibilaro (1985) presenta un mejor ajuste a datos experimentales con

fracciones vacías de lecho de entre 0.6 y 0.98, región en la que según Gibilaro y col. (1985), la ecuación de Ergun (1952) sobre estima la caída de presión.

La ecuación propuesta por Gibilaro y col. (1985) es la siguiente:

$$\frac{\Delta P}{h_{sv}} = \left[\frac{17.3\mu u}{d_p^2} + \frac{0.336\rho_f u^2}{d_p} \right] (1 - \varepsilon)\varepsilon^{-4.8} \quad (\text{A.7a})$$

Para el transporte de sólidos en tuberías lo correcto es considerar la velocidad del sólido, por lo que la velocidad del gas se cambia por la velocidad relativa sólido – gas [Nagashima y col, 2009]

Definamos velocidad relativa por:

$$u_{rel} = |u_p - u_g| \quad (\text{A.8})$$

Dónde:

u_p = velocidad real del sólido en el vertedero

u_g = velocidad real del gas en el vertedero

Además, estas velocidades se relacionan con la velocidad superficial mediante las siguientes ecuaciones:

$$u_p = \frac{\text{velocidad superficial del sólido}}{(1-\varepsilon)} = \frac{u_{ps}}{(1-\varepsilon)} \quad (\text{A.9})$$

$$u_g = \frac{\text{velocidad superficial del gas}}{\varepsilon} = \frac{u_{gs}}{\varepsilon} \quad (\text{A.10})$$

En este estudio, las condiciones de operación indican que $u_{ps} \ll u_{gs}$ por lo que:

$$u_{rel} \sim \frac{u_{gs}}{\varepsilon} \quad (\text{A.11})$$

Entonces la ecuación (A.7a) para el vertedero en función de la velocidad relativa queda de la siguiente forma:

$$\Delta P = \left[\frac{17.3\mu u_{rel}}{d_p^2} + \frac{0.336\rho_f u_{rel}^2}{d_p} \right] (1 - \varepsilon)\varepsilon^{-4.8} h_{sv} \quad (\text{A.7b})$$

Ahora que han quedado definidos todos los términos que conforman a las ecuaciones (A.1) y (A.2) sustituiremos las ecuaciones (A.3a), (A.3b) y (A.4b) en la ecuación (A.1) para obtener:

$$P_2 - P_1 = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_{li} + \left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d\pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4 + (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_{ls} \quad (\text{A.12})$$

Factorizando:

$$P_2 - P_1 = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)g(h_{li} + h_{ls}) + \left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d\pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4 \quad (\text{A.12a})$$

Ahora sustituyendo la ecuación (A.7b) en la ecuación (A.2) y reduciendo términos obtenemos:

$$P_2 - P_1 = \left[\frac{17.3(1-\varepsilon)\mu}{\varepsilon^{5.8}d_p^2} u_{gs} + \frac{0.336\rho_f(1-\varepsilon)}{\varepsilon^{6.8}d_p} u_{gs}^2 \right] h_{sv} \quad (A.2a)$$

Igualando las ecuaciones (5.20a) y (5.10a) y despejando h_{sv} obtenemos:

$$h_{sv} = \frac{(1-\varepsilon_f)(\rho_p-\rho_f)g(h_{li}+h_{ls}) + \left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d\pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4}{\left[\frac{17.3(1-\varepsilon)\mu}{\varepsilon^{5.8}d_p^2} u_{gs} + \frac{0.336\rho_f(1-\varepsilon)}{\varepsilon^{6.8}d_p} u_{gs}^2 \right]} \quad (A.13)$$

Nagashima y col (2009) encontraron que un vertedero operando en lecho fijo (con un orificio en la parte baja del vertedero) es estable cuando u_{gs}/u_{mf} se mantiene entre 0.5 y 0.9, otros investigadores señalan que el límite de operación para este régimen es cuando se alcanzan las condiciones de mínima fluidización. (Knowlton, 1986; Mohanty y col., 2010)

Con base en lo anterior, la altura máxima de los sólidos en el vertedero para una operación estable del vertedero en flujo lecho fijo, es cuando en el vertedero se alcanzan las condiciones de mínima fluidización. Por tanto la ecuación (A.13) queda como:

$$h_{sv} = \frac{(1-\varepsilon_f)(\rho_p-\rho_f)g(h_{li}+h_{ls}) + \left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d\pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4}{\left[\frac{17.3(1-\varepsilon_{mf})\mu}{\varepsilon_{mf}^{5.8}d_p^2} u_{mf} + \frac{0.336\rho_f(1-\varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^{6.8}d_p} u_{mf}^2 \right]} \quad (A.13a)$$

O considerando la ecuación de fluidización en condiciones de mínima fluidización:

$$h_{sv} = \frac{(1-\varepsilon_f)(\rho_p-\rho_f)g(h_{li}+h_{ls}) + \left(\frac{6\rho_f u^2}{(C_d\pi)^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4}{\rho_p g(1-\varepsilon_{mf})} \quad (A.13b)$$

Ecuaciones para el cálculo de la altura de sólidos en el vertedero han sido reportadas por Srinivasa y col. (1994), siendo ésta una función de las velocidades de operación de la columna, Martín y col. (1995) presentan una ecuación considerando *slugging* en el vertedero, y Mohanty y col. (2010) consideran condiciones de mínima fluidización en el vertedero y expresan la ecuación en función de un factor de fricción y una constante dependiente del sistema estudiado.

La validación experimental de la ecuación (A.13) requiere conocer la velocidad relativa sólido-gas en el vertedero, misma que no fue determinada en este estudio. Las ecuaciones (A.13a) y (A.13b) implican la suposición de condiciones de mínima fluidización en el vertedero y los parámetros hidrodinámicos en los lechos fluidizados, los cuales se determinaron en esta investigación. Para la medición experimental de la altura de los sólidos en el vertedero se adaptaron escalas (en centímetros) a dos vertederos como se muestra en la figura A.3.

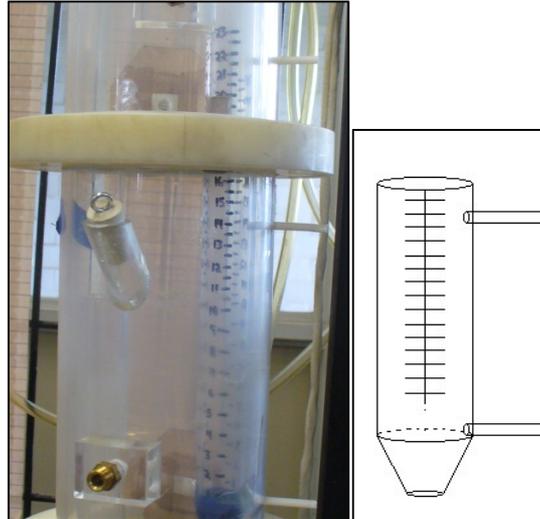


Figura A.3.- Vertedero con escala en centímetros.

En el cuadro A.1 se muestran las mediciones experimentales y teóricas de la altura de los sólidos en el vertedero durante la operación estable de la columna. Se tiene un buen ajuste al presentarse un error relativo de entre 5 y 12% entre los valores experimentales y teóricos. Sin embargo, es necesario validar las ecuaciones presentadas en un intervalo más amplio de condiciones de operación.

Cuadro A.1. Datos experimentales y teóricos de la altura de sólidos en el vertedero.

U	L/D	ϵ_{mf}	ϵ_f	h_{sv} (exp) (m)	h_{sv} (teo) (m)	%ER
$1.6 u_{mf}$	1.5	0.67	0.82	0.155	0.148	4.50
$1.6 u_{mf}$	1.0	0.67	0.78	0.135	0.122	9.62
$1.6 u_{mf}$	0.5	0.67	0.69	0.10	0.088	12.0

APÉNDICE B.

Variables de estudio y de respuesta.

Cuadro B.1. Variables de estudio y de respuesta en sus valores reales.

CORRIDA	VARIABLES DEL DISEÑO FACTORIAL			VARIABLES DE RESPUESTA			Combinaciones
	Etapa: N	T aire: T	L/D	\bar{M}_{out} (B.S.)	Y_{out} (Kg/Kg)	$T_{airesalida}$ (°C)	
1	1	50	0.5	0.2921	0.01189	28	1;50;0.5
2	1	50	1	0.2708	0.01205	28.5	1;50;1
3	1	50	1.5	0.2542	0.01223	28	1;50;1.5
4	1	60	0.5	0.2745	0.01411	33	1;60;0.5
5	1	60	1	0.2616	0.01307	32	1;60;1
6	1	60	1.5	0.2485	0.01402	33	1;60;1.5
7	1	70	0.5	0.2585	0.01487	35	1;70;0.5
8	1	70	1	0.249	0.01492	35	1;70;1
9	1	70	1.5	0.2455	0.01497	35	1;70;1.5
10	2	50	0.5	0.2364	0.01261	23.5	2;50;0.5
11	2	50	1	0.2255	0.01479	24	2;50;1
12	2	50	1.5	0.2164	0.01589	23	2;50;1.5
13	2	60	0.5	0.2193	0.01569	25	2;60;0.5
14	2	60	1	0.1927	0.01649	28	2;60;1
15	2	60	1.5	0.1876	0.01676	26	2;60;1.5
16	2	70	0.5	0.2025	0.01715	29	2;70;0.5
17	2	70	1	0.1806	0.01849	30	2;70;1
18	2	70	1.5	0.1834	0.01897	28	2;70;1.5
19	3	50	0.5	0.2168	0.01559	18	3;50;0.5
20	3	50	1	0.1924	0.01684	18	3;50;1
21	3	50	1.5	0.1833	0.01762	19	3;50;1.5
22	3	60	0.5	0.1902	0.01746	23	3;60;0.5
23	3	60	1	0.1774	0.01893	23	3;60;1
24	3	60	1.5	0.1693	0.0191	21	3;60;1.5
25	3	70	0.5	0.1733	0.01899	23	3;70;0.5
26	3	70	1	0.1631	0.01997	24	3;70;1
27	3	70	1.5	0.1589	0.02161	25	3;70;1.5
28	2	60	1	0.1959	0.01647	28	2;60;1
29	2	60	1	0.1963	0.0165	28	2;60;1
30	2	60	1	0.1967	0.01644	28	2;60;1
31	2	60	1	0.1936	0.01651	28	2;60;1
32	2	60	1	0.2063	0.0164	28.5	2;60;1

APÉNDICE C.

ANOVAS de la metodología de superficies de respuesta.

Cuadro C.1. ANOVA para la variable de estudio humedad de salida del sólido.

Análisis de la regresión ($\alpha = 0.05$)						
Variable de estudio: <u>Humedad de salida en el sólido</u>						
Parámetro	gl	Coefficientes de la regresión	Error estandar	T-Ratio	p-valor	Conclusión
Intercepto	1	0.6317855				
Etapa	1	-9.1581E-02	1.1361E-02	-8.06	0	Significativo
Temperatura	1	-6.2416E-03	2.1873E-03	-2.85	0.009237	Significativo
L_D	1	-1.1251E-01	2.2722E-02	-4.95	0.000059	Significativo
Etapa^2	1	1.6556E-02	1.7909E-03	9.24	0	Significativo
Temperatura^2	1	3.7731E-05	1.7909E-05	2.11	0.046765	Significativo
L_D^2	1	2.0426E-02	7.1637E-03	2.85	0.009285	Significativo
Etapa*Temperatura	1	-2.7583E-04	1.3828E-04	-1.99	0.058604	No Significativo
Etapa*L_D	1	1.3500E-03	2.7656E-03	0.49	0.630278	No Significativo
Temperatura*L_D	1	7.4833E-04	2.7656E-04	2.71	0.012907	Significativo

Cuadro C.2. ANOVA para la variable de estudio humedad del aire a la salida.

Análisis de la regresión ($\alpha = 0.05$)						
Variable de estudio: <u>Humedad en el aire de salida</u>						
Parámetro	gl	Coefficientes de la regresión	Error estandar	T-Ratio	p-valor	Conclusión
Intercepto	1	-2.62E-03				
Etapa	1	1.72E-03	9.88E-05	17.4	0.000011	Significativo
Temperatura	1	2.83E-04	1.90E-05	14.86	0.000025	Significativo
L_D	1	1.30E-03	1.98E-04	6.56	0.001237	Significativo
Etapa^2	1	-3.08E-04	1.56E-05	-19.76	0.000006	Significativo
Temperatura^2	1	-1.06E-06	1.56E-07	-6.81	0.001037	Significativo
L_D^2	1	-3.71E-04	6.23E-05	-5.96	0.001903	Significativo
Etapa*Temperatura	1	1.61E-05	1.20E-06	13.37	0.000042	Significativo
Etapa*L_D	1	9.90E-04	2.41E-05	41.15	0	Significativo
Temperatura*L_D	1	-1.85E-05	2.41E-06	-7.69	0.000593	Significativo

Cuadro C.3. ANOVA para la variable de estudio temperatura en el aire de salida.

Análisis de la regresión ($\alpha = 0.05$)						
Variable de estudio: <u>Temperatura en el aire de salida</u>						
Parámetro	gl	Coefficiente de la regresión	Error estandar	T-Ratio	p-valor	Conclusión
Intercepto	1	-21.0027				
Etapa	1	-4.5789	0.48414	-9.46	0.000223	Significativo
Temperatura	1	1.5597	0.09321	16.73	0.000014	Significativo
L_D	1	5.2867	0.96828	5.46	0.002804	Significativo
Etapa^2	1	0.2419	0.07632	3.17	0.024812	Significativo
Temperatura^2	1	-0.0101	0.00076	-13.21	0.000044	Significativo
L_D^2	1	-3.0323	0.30527	-9.93	0.000177	Significativo
Etapa*Temperatura	1	-0.0292	0.00589	-4.95	0.004286	Significativo
Etapa*L_D	1	0.1667	0.11785	1.41	0.216437	No Significativo
Temperatura*L_D	1	0.0083	0.01179	0.71	0.511084	No Significativo

Cuadro C.4. ANOVA para la variable de estudio caída de presión total.

Análisis de la regresión ($\alpha = 0.05$)						
Variable de estudio: <u>Caída de presión total</u>						
Parámetro	gl	Coefficientes de la regresión	Error estandar	T-Ratio	p-valor	Conclusión
Intercepto	1	314.3007				
N	1	283.3133	17.7502	15.96	0.000018	Significativo
Temperatura	1	-4.41315	0.8194264	-5.39	0.002977	Significativo
L_D	1	-629.8273	35.5004	-17.74	0.00001	Significativo
N*Temperatura	1	-1.47105	0.2783453	-5.28	0.003232	Significativo
N*L_D	1	276.2305	5.566906	49.62	0	Significativo
Temperatura*L_D	1	9.807	0.5566906	17.62	0.000011	Significativo

APÉNDICE D.

Ecuaciones empleadas en la determinación de propiedades.

a) Diámetro promedio de partícula.

$$\bar{d}_p = \frac{1}{(\sum x_i/d_i)} \quad (D.1)$$

b) Velocidad mínima de fluidización teórica.

$$\frac{1.75}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s} \frac{(d_p \rho_g \mathbf{u}_{mf})^2}{\mu} + \frac{150(1 - \varepsilon_{mf})}{\varepsilon_{mf}^3 \phi_s^2} \left(\frac{d_p \mathbf{u}_{mf} \rho_g}{\mu} \right) = \frac{d_p^3 \rho_g (\rho_s - \rho_g) g}{\mu^2} \quad (D.2)$$

e) Clasificación del sólido y Régimen de fluidización.

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

$$u_t^* = u_t \left[\frac{\rho_g^2}{\mu (\rho_s - \rho_g) g} \right]^{1/3} \quad (D.4)$$

$$u_0^* = u_0 \left[\frac{\rho_g^2}{\mu (\rho_s - \rho_g) g} \right]^{1/3} \quad (D.5)$$

APÉNDICE E.

Cinéticas de secado variando la cantidad de sólidos retenidos en el lecho para temperaturas de alimentación del aire de 50 y 60°C.

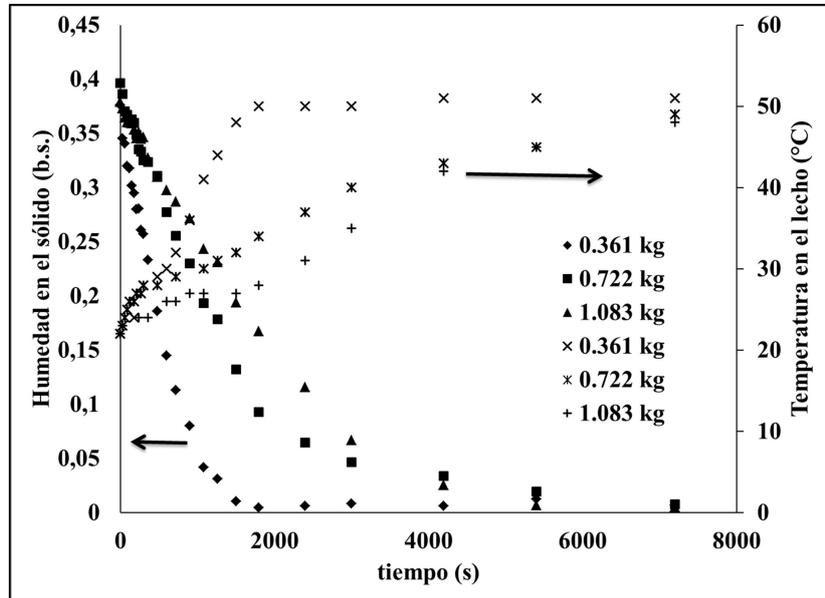


Figura E.1. Cinéticas de secado variando la masa de sólidos en el lecho con temperatura de alimentación del aire de 50°C

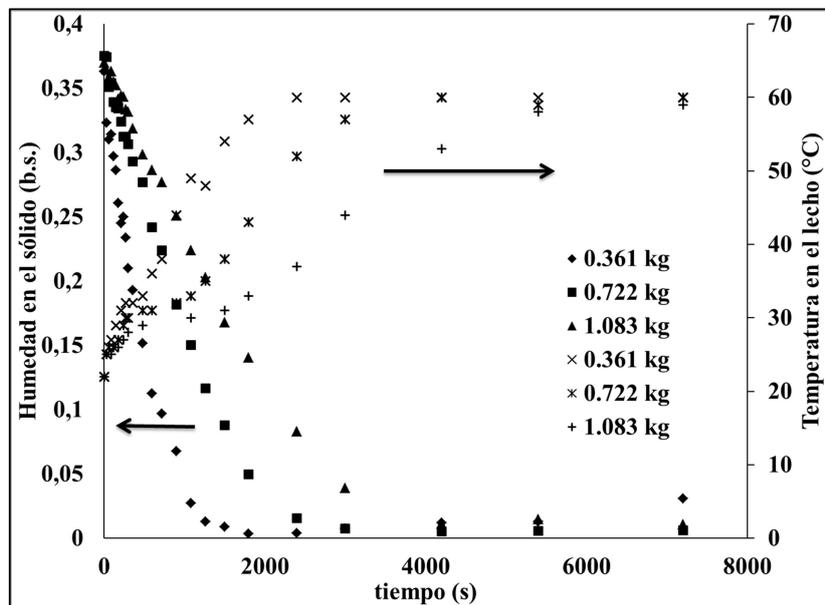


Figura E.2. Cinéticas de secado variando la masa de sólidos en el lecho con temperatura de alimentación del aire de 60°C

APÉNDICE F.

Intervalos de confianza de la energía de activación calculada.

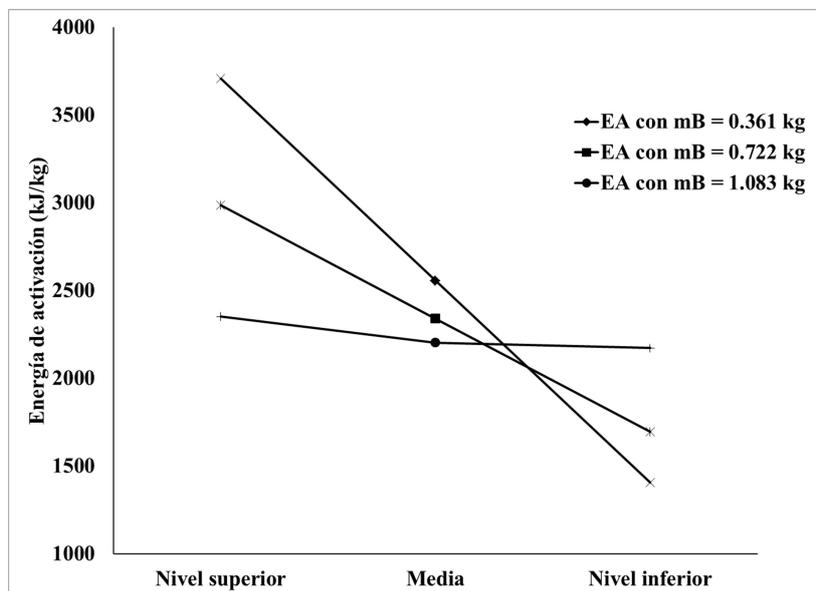


Figura F.1. Intervalos de confianza para el cálculo de la energía de activación ($\alpha = 0.05$).

DEDICATORIA

A Norma y Ximena Abigail por ser mi fuente de energía, amor y alegría. Gracias por creer en mí.

A mis padres Chela (Q.E.P.D.) y Trino (Q.E.P.D.) por su esfuerzo, dedicación y amor sin límites.

AGRADECIMIENTOS.

A Dios por estar siempre a mi lado.

A mis hermanos Daniel, Carlos Alejandro y Emmanuel por su enorme apoyo, amor y confianza. Su esfuerzo y dedicación han sido mi ejemplo.

A Juanito, Cris y Laurita por su compañía y apoyo incondicional.

A mis suegros Doña Rosa y Don Raúl por su cariño, apoyo, esfuerzo y confianza.

A toda mi familia, en especial a mis tíos Marilú, Marcelo, Jorge, Javier y Tere, quienes han sido parte primordial en mi educación.

A la familias Morales y Rochlin por su apoyo en todo momento.

A mis amigos de la UAM-I y a todos aquellos quienes me brindaron su amistad y apoyo a lo largo de mi formación académica y personal.

A mis asesores el Dr. Mario G. Vizcarra Mendoza y el Dr. Carlos Martínez Vera por su amistad, confianza, apoyo y por su guía a lo largo del desarrollo de este proyecto.

A mis profesores de la UAM-I por darme la formación académica que permitió el desarrollo de este proyecto de investigación.

Al Dr. Guillermo Ismael Osorio Revilla, Dr. Francisco Vidal Caballero Domínguez, Dr. Oscar Monroy Hermosillo, Dr. Carlos Omar Castillo Araiza y al Dr. Carlos Martínez Vera por el tiempo dedicado a la revisión de mi trabajo de investigación y por sus valiosos comentarios que enriquecieron esta tesis y por formar parte del jurado calificador.

Al **CONACyT** por la beca otorgada durante la realización de este proyecto de investigación.