



HIDRODINÁMICA DE UN SECADOR MULTITAPAS DE LECHO FLUIDIZADO CONTINUO CON VERTEDEROS

HYDRODYNAMIC STUDY OF A CONTINUOUS MULTISTAGE FLUIDIZED BED DRYER WITH DOWNCOMERS

L.A. Verduzco-Mora, C. Martínez-Vera y M.G. Vizcarra-Mendoza*

Universidad Autónoma Metropolitana - Iztapalapa, Av. San Rafael Atlixco No. 186, C.P. 09340, México D.F., México.

Recibido 24 de octubre de 2014; Aceptado May 28, 2015

Resumen

Se caracterizó hidrodinámicamente una columna multietapas de lecho fluidizado continua con vertederos, que se utilizará como secador de partículas de gel de sílice. Experimentalmente, se determinaron, la zona de operación estable (ZOE) y la distribución de tiempos de residencia (DTR) de los sólidos en la columna y se observó que la ZOE disminuye con el aumento en el flujo de sólidos y de aire y que para valores de entre 34 y 45 % del área libre de la reducción cónica empleada en la parte inferior de los vertederos, la velocidad crítica de operación, prácticamente es constante. El análisis de la DTR determinó que el patrón de flujo de los sólidos se ajusta al modelo de tanques en serie y que al aumentar el número de etapas, se tiende al flujo pistón. A partir del diseño factorial 3^3 y un análisis de superficies de respuesta se generó un modelo estadístico tomando como variable de respuesta la caída de presión total en la columna (ΔP_{Total}) y como variables independientes, el número de etapas (N), la temperatura de alimentación (T) y la relación altura a diámetro de la columna (L/D). El modelo explica adecuadamente la variabilidad de la caída de presión total.

Palabras clave: hidrodinámica, vertederos, fluidización, secador multietapas, distribución de tiempos de residencia.

Abstract

In this work a multistage continuous fluidized bed drier provided with downcomers with a conical reduction at their bottom was characterized hydrodynamically. The solids to be dried were silica gel particles. The stable operation zone (SOZ) and the solid's residence time distribution (RTD) were determined. The SOZ is a function of the solids and air flows and the free area in the conical reduction. The range of values of these variables for which the column operation lies in the SOZ was determined. It was found from the analysis of the RTD of the solids in the column that the solid's flow pattern in it can be represented adequately by the series of perfectly stirred tanks model and that this pattern tends to piston flow as the number of stages increases. A statistical model for the total pressure drop (ΔP_{Total}) in the multistage dryer was obtained employing the surface response technique and taking as variables the number of stages (N), the ratio of the downcomer length to column diameter (L/D) and the temperature of the air fed to the dryer (T). This model represents adequately the observed variability of the total pressure drop and can be employed as a predictive tool.

Keywords: hydrodynamics, downcomers, fluidization, multistage drier, residence time distribution.

1 Introducción

Los lechos fluidizados son ampliamente empleados en la industria en diferentes operaciones gas-sólido, como son, secado, adsorción, absorción y reacción química (Mujumdar y Devahastin, 2003; Mohanty y col., 2010). En algunos casos, es común el empleo de platos perforados para seccionar la columna y con

esto evitar las desventajas de la fluidización con una sola etapa, como son: el deficiente contacto entre fases debido al crecimiento de las burbujas en lechos profundos y la no uniformidad del producto final por la amplia distribución de tiempo de residencia de los sólidos (Vanecek y col., 1966). La principal desventaja a considerar en la operación de columnas multietapa con vertederos es que presenta una limitada zona de

*Autor para la correspondencia. E-mail: mgvm@xanum.uam.mx
Tel. +52 5558 044648

operación estable (Srinivasa y col., 1994; Mohanty y col., 2010).

El estudio hidrodinámico de este tipo de columnas con vertederos operando de manera continua ha sido desarrollado por diferentes investigadores como Srinivasa y col. (1994), Martín y col. (1995), Santiago y col. (2007) y Mohanty y col. (2010) enfocándose en la estabilidad de la columna, determinando que la zona de operación estable es función de los flujos de sólido y gas así como del empleo o no de una reducción en los vertederos. Srinivasa y col. (1994) presentan ecuaciones para predecir la velocidad crítica y de inundación, velocidades que delimitan la zona de operación estable. Krishnaiah y Varma (1982), Sobolewki y Bandrowski (1994) y Mohanty y col. (2009) realizaron estudios en tópicos relacionados a caída de presión, sólidos retenidos en el lecho y tiempo medio de residencia, observando que la caída de presión y la cantidad de sólidos retenidos en el lecho aumentan al aumentar la altura del lecho; por otro lado, Mahalik y col. (2014) estudiaron la caída de presión y velocidad mínima de fluidización en una columna multietapas sin vertederos con lechos operando por lotes, determinando que las caídas de presión y velocidades mínimas de fluidización varían de etapa a etapa y son función del tamaño de partícula, altura del lecho y diámetro de la columna. Raghuraman y Varma (1975), Krishnaiah y col. (1982), Martín y col. (1996) e Idakiev V. y Mörl L. (2013) estudiaron la función de distribución de tiempos de residencia, determinando que las columnas multietapas sin vertederos no se ajustan de manera adecuada a modelos de un sólo parámetro, mientras que los que emplean vertederos si lo hacen, ya que presentan menos desviaciones de la idealidad.

En este trabajo de investigación se determinó la zona de operación estable (ZOE), la distribución de tiempos de residencia de los sólidos (DTR) y la caída de presión total (ΔP_{Total}) de una columna multietapas de lechos fluidizados con vertederos que operará como secador. Para evaluar la ΔP_{Total} se desarrolló un diseño experimental factorial 33 que consideró, como parámetros independientes, el número de etapas (N), la temperatura de alimentación del aire (T) y la relación altura a diámetro de la columna (L/D). En este estudio los flujos de sólidos y de gas se mantuvieron constantes.

1.1 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 y en cambio, en la operación de columnas multietapas, operadas a contracorriente, Srinivasa y col. (1991) puntualizan que el rango de velocidades de operación del gas, está definido por dos velocidades: una velocidad crítica (nivel máximo de sólidos retenidos en los vertederos) y una velocidad de inundación (nivel mínimo de sólidos retenidos en los vertederos).

La ZOE de una columna multietapas está comprendida entre éstas dos velocidades del gas, ya que a la velocidad mínima de operación o velocidad crítica, los sólidos empiezan a fluir establemente de etapa a etapa y a la velocidad de inundación, 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. 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 tendera 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 Rudolp, 1998; Nagashima y col., 2009) lo que correspondería al denominado flujo "lecho fijo" (Knowlton, 2003).

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 sería el que el flujo de sólidos a través de la columna se mantenga estable. En ambos casos, nos 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).

1.2 Distribución de tiempos de residencia de los sólidos

Cuando un secador de lecho fluidizado continuo opera en condiciones de estado estacionario, el tiempo de residencia individual de las partículas difiere, por eso es necesario determinar la DTR o el tiempo de residencia promedio de las partículas en el lecho (Vanecek y col., 1966; Chandran y col., 1990).

La función de DTR 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 en función del tiempo, de la concentración del mismo a la salida de la columna. La DTR experimental, la media (el tiempo de residencia del modelo) y la varianza de la DTR, se obtuvieron siguiendo la metodología propuesta por Levenspiel (2004), mientras que el tiempo de residencia experimental es posible obtenerlo relacionando la masa de sólidos retenida en cada etapa con el flujo de sólidos que la atraviesa, de acuerdo a la Ec. (1)

$$\tau_{exp} \approx \frac{m_B}{F_B} \quad (1)$$

1.2.1.- Modelo de tanques en serie (DTR).

La función de distribución de tiempos de residencia puede representarse por un modelo de un parámetro como el de tanques perfectamente agitados conectados en serie (Krishnaiah y col., 1982). Se puede asumir que el mezclado de los sólidos en un lecho fluidizado es perfecto (Viswanathan, 1986; Chandran y col., 1990), entonces la correspondiente DTR para una etapa está dada por la Ec. (2):

$$E\tau_i = \exp(-t/\tau_i) \quad (2)$$

Mientras que para N etapas se puede generalizar mediante la Ec. (3) (Levenspiel, 2004):

$$E(\tau) = EN\tau_i = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \quad (3)$$

Por último el número de tanques teóricos está dado por la Ec. (4)

$$N_{Teórico} = \frac{\tau^2}{\sigma^2} \quad (4)$$

1.3 Determinación teórica de la caída de presión en la columna

La (ΔP_{Total}) para el secador de lecho fluidizado de N etapas, se puede expresar mediante un balance de caídas de presión representado por la Ec. (5).

$$\Delta P_{Total} = N[\Delta P_{pd} + \Delta P_l] \quad (5)$$

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 (Kunni y Levenspiel, 1991) representada por la Ec. (6).

$$\Delta P_l = (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_l \quad (6)$$

Mientras que la caída de presión debida al plato distribuidor, considerando un arreglo triangular, está dada por la Ec. (7): (Sobolewski y Bandrowski, 1994)

$$\Delta P_{pd} = \left(\frac{6\rho_f u^2}{C_d \pi^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4 \quad (7)$$

Sustituyendo la Ec. (6) y Ec. (7) en Ec. (5), la caída de presión total teórica se puede determinar mediante la siguiente expresión.

$$\Delta P_{Total} = N \left[\left(\frac{6\rho_f u^2}{C_d \pi^2} \right) \left(\frac{s}{d_{or}} \right)^4 + (1 - \varepsilon_f)(\rho_p - \rho_f)gh_l \right] \quad (8)$$

Esta expresión (Ec. 8) puede emplearse para predecir la caída de presión total de la columna de N etapas en serie, considerando condiciones hidrodinámicas similares en cada una de las etapas.

1.4 Metodología de superficies de respuesta

La metodología de superficies de respuesta fue desarrollada para estudiar la relación entre una respuesta y varios factores relacionados (Montgomery, 2002). En este caso de estudio, la relación entre la caída de presión total en la columna multietapa y la relación L/D, número de etapas y temperatura de alimentación del aire. Las superficies de respuesta son representadas matemáticamente por funciones de regresión. Sin embargo, como estas funciones pueden ser desconocidas o muy complejas, es necesario aproximarlas mediante funciones empíricas más simples tales como polinomios cuyos términos

representen los efectos lineales, cuadráticos y las combinaciones de estos (Montgomery, 2002; Kong y col., 2004). Un ejemplo de un modelo para tres variables de estudio puede ser el representado por la Ec. (9).

$$\hat{Y} = b_0 + \sum_{i=1}^k b_i X_i + \sum_{i=1}^k b_{ii} X_i^2 + \sum_{i=1}^{k-1} \sum_{\substack{j=2 \\ j>1}}^k b_{ij} X_i X_j \quad (9)$$

Donde b_0 es el coeficiente de regresión correspondiente al punto central del dominio experimental, b_i es el coeficiente de regresión que indica la importancia relativa del factor X_i (mide los efectos lineales), b_{ii} es el coeficiente de regresión que indica la importancia relativa del factor X_i^2 (mide los efectos cuadráticos), b_{ij} es el coeficiente de regresión que indica la importancia relativa del factor $X_i X_j$ (mide los efectos combinados o de interacción de los factores X_i y X_j), \hat{Y} es la respuesta ajustada. Cuyos valores son obtenidos a partir del análisis de varianza de la metodología de superficies de respuesta correspondiente.

2 Materiales y métodos

2.1 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, $\varepsilon_{mf} = 0.67$, $\phi = 1$, U_{mf} experimental = 1.4 m/s, que se considera sólido tipo B según 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 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). El material se humedeció previo a los experimentos para alcanzar condiciones de operación similares a las que se tendrán cuando el equipo opere como secador.

2.2 Descripción del equipo experimental

En la Fig. 1, se muestra la instalación experimental. La columna multietapas está construida en acrílico con diámetro interno de 9.5×10^{-2} m, puede estar conformada por 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 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 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 1.9×10^{-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%, determinada mediante el estudio de ZOE que se detalla más adelante.

2.3 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 si se observa "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%) para determinar con cual o cuales de ellas se puede operar de forma estable la columna.

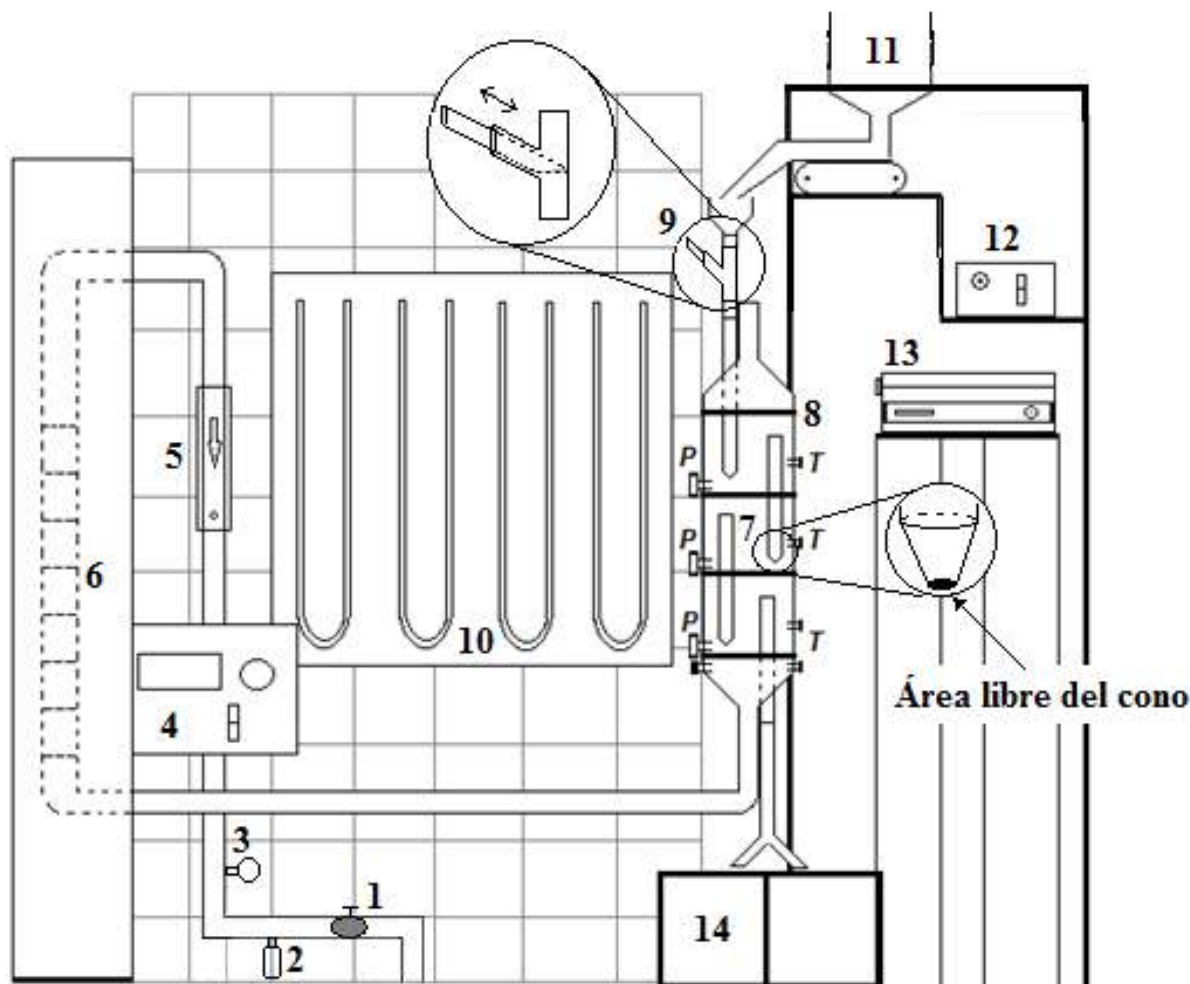


Fig. 1. Secador Multi-etapas. 1.- Válvula, 2.- Trampa de humedad, 3.- Regulador de presión, 4.- Control de temperatura del aire de alim., 5.-Rotámetro, 6.- Batería de resistencias eléctricas, 7.- Vertederos, 8.- Columna en multietapas, 9.-Válvula para inyección de trazador, 10.- Manómetros en U, 11.- 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.

2.4 Determinación de la distribución de tiempos de residencia 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 Fig. 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 en lapsos de 30 segundos. 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.

2.5 Operación de la columna multietapas en continuo

Para el caso específico de operación de la columna, con N y L/D fijados a los flujos de sólidos y gas que garantizan su operación estable, se conecta la batería de resistencias eléctricas para calentar el aire

de alimentación a la temperatura requerida, cuidando en todo momento los parámetros de operación de la columna. El experimento se mantuvo operando un tiempo correspondiente a 4 o 5 veces el tiempo de residencia promedio de los sólidos, para garantizar que las variables de respuesta medidas correspondieran al estado estacionario alcanzado.

2.6 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 como fluido manométrico agua destilada.

2.7 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 la variable de respuesta.

3 Resultados y discusión

3.1 Zona de operación estable de la columna multietapas

En la tabla 1 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 Fig. 1), se encontró 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 Fig. 2 se muestran vertederos operando de manera estable e inestable. En la Fig. 2A se muestra un vertedero operando de manera estable empleando reducciones cónicas de entre 34 y 45% mientras que en las Figuras 2B y 2C se muestran vertederos operando de manera inestable ya que se observa formación de *slugging*, en estos casos se emplearon reducciones cónicas con 50 % de área libre o mayores.

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 y al tratarse de un sólido tipo B, este aire en exceso, mayor a la mínima de fluidización, provoca la formación de burbujas, fenómeno no deseable dentro del vertedero.

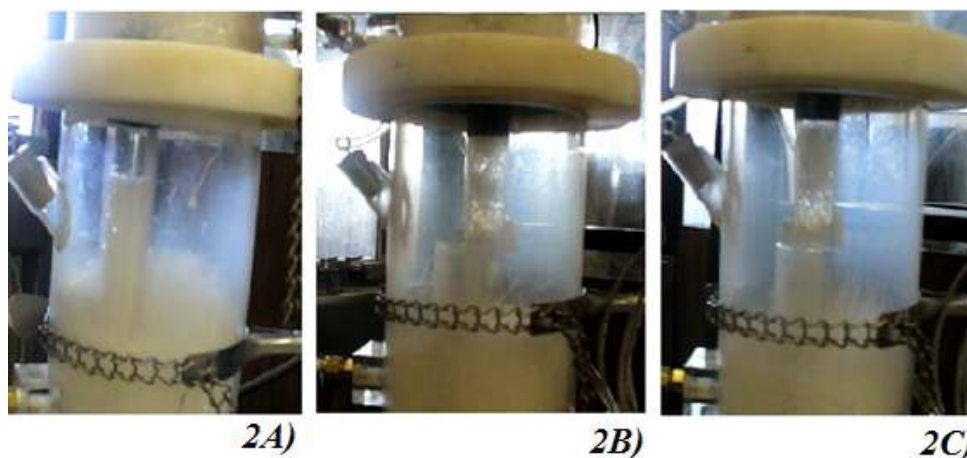


Fig. 2. Vertederos. 2A) Operación estable; 2B) y 2C) Operación inestable, formación de *slugging*.

Tabla 1. Resumen de condiciones de operación en función de la reducción cónica empleada.

| Número de reducción | % de área libre del cono | Resultado |
|----------------------|--------------------------|--|
| 1 | 24 | Sin zona de operación estable. |
| 2 | 30 | Sin zona de operación estable. |
| 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 Fig. 3 se muestra el efecto que tiene el área libre de las reducciones cónicas de 34 y 45 % sobre la ZOE de la columna multietapas de lecho fluidizado. Se observa que 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).

Se comprobó experimentalmente que la caída de presión en la reducción cónica es despreciable comparada con la caída de presión debida a los sólidos, 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 reducción cónica correspondiente a 45% de área libre y operar con flujos fijos de sólido y aire cuyos valores son:

$$\text{Flujo de sólidos. } 5.3 \times 10^{-4} \frac{\text{kg de sólido seco}}{\text{s}}$$

$$\text{Flujo de aire. } 5.2 \times 10^{-3} \frac{\text{kg de aire seco}}{\text{s}};$$

$$(4.33 \times 10^{-3} \frac{\text{m}^3 \text{ de aire seco}}{\text{s}})$$

Lo que equivale a una velocidad superficial del aire de 1.6 veces la U_{mf} experimental. Cabe señalar que este parámetro se determinó en una instalación diferente, en la que se midieron las caídas de presión

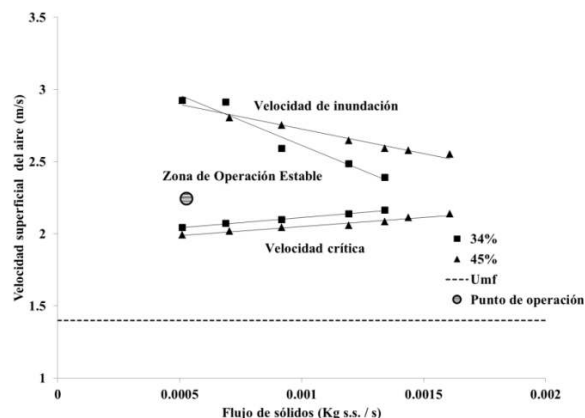


Fig. 3. Zona de operación estable en función del área libre del cono.

en función de la velocidad del gas. La U_{mf} se ubica en el cruce de las líneas correspondientes al lecho fijo y fluidizado respectivamente. 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. El punto de operación elegido está representado mediante un círculo sombreado en la Fig. 3. 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 $1.6U_{mf}$, la columna se desestabilizaba provocando que se inundara.

3.2 Distribución de tiempos de residencia de los sólidos en la columna

En la Fig. 4 se presentan las distribuciones de tiempos de residencia para una etapa variando la relación L/D

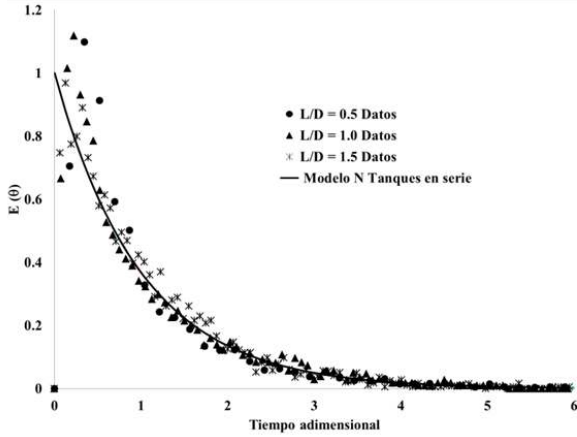


Fig. 4. DTR's para 1 etapa variando la relación L/D.

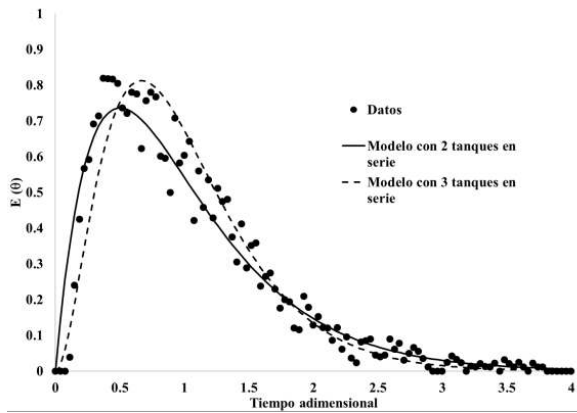


Fig. 5. DTR 2 etapas y L/D de 1.5.

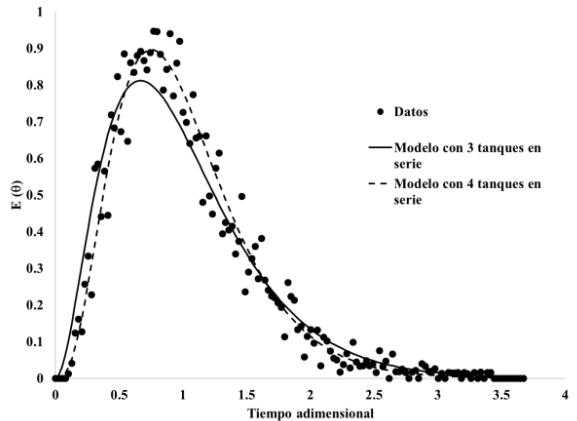


Fig. 6. DTR 3 etapas L/D de 1.5.

en sus tres niveles. 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 figs. (5) y (6) se muestran los datos experimentales y los ajustes con el modelo de tanques en serie (Ec. 3) para 2 y 3 etapas reales y considerando una relación 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 la tabla 2. El aumento en el número de etapas se traduce en una DTR más estrecha, lo que parecería indicar una posible tendencia del patrón de flujo de los sólidos en la columna, al flujo pistón.

En la tabla 2 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.

3.3 Caída de presión teórica y experimental en la columna multietapas

En la tabla 3 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.

Como se puede observar en la tabla 3 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 fue 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).

Tabla 2. Resumen de resultados. Determinación de Tiempos de Residencia. Datos Modelo *N* tanques en serie.

| Etapa 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 | | |

Tabla 3. Caídas de presión experimentales diferenciales y totales 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} exp (Pa) |
|-----------------------|----------------------------|----------------------------|----------------------------|-----------------------------------|
| 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 |

Respecto al papel que juega 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 Fig. 7, lo anterior se concluyó a partir de un análisis de las medias de los diferentes

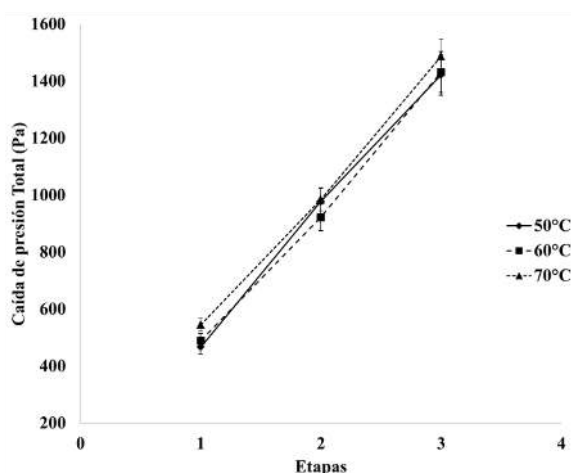


Fig. 7. Medias de los tratamientos de temperatura de alimentación del aire.

tratamientos realizado con el programa NCSS/2007 con un nivel de significancia de 0.05.

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

De las 27 combinaciones factoriales mostradas en la tabla 3, 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 pero

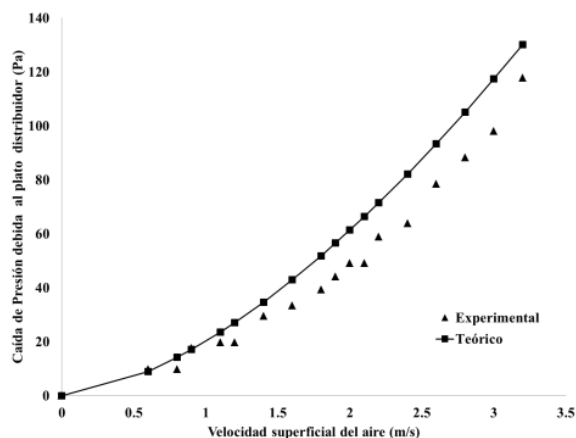


Fig. 8. Caída de presión teórica y experimental en el plato distribuidor.

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 Fig. 6, el empleo de múltiples etapas favorece la obtención de un producto más homogéneo al estrecharse la distribución de tiempos de residencia.

3.3.2 Caída de presión debida al plato distribuidor

La caída de presión en el plato distribuidor calculada empleando la Ec. (7), 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 Fig. 8, la caída de presión en el plato distribuidor aumenta conforme aumenta la velocidad del gas ya que éste ofrece más resistencia.

3.3.3 Comparación de la caída de presión teórica y experimental

En la Fig. 9 se muestra la comparación entre las caídas de presión obtenidas experimentalmente y teóricamente mediante la Ec. (8). 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.

La ecuación de fluidización (Ec. 6) 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

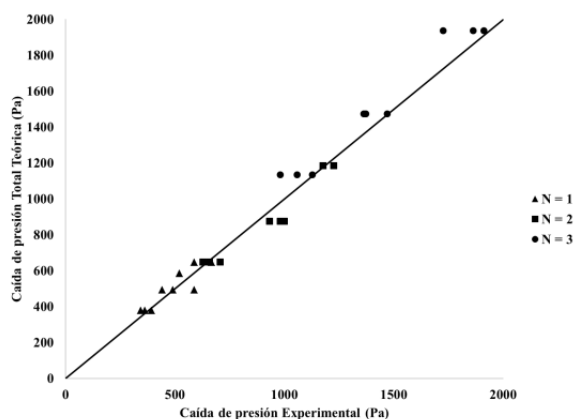


Fig. 9. Comparación caída de presión total teórica (Ec. 8) y experimental.

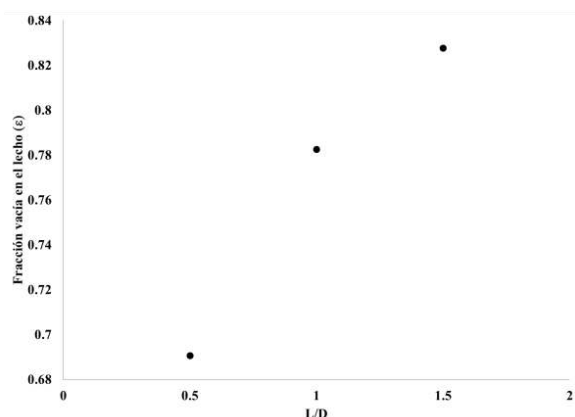


Fig. 10. Fracción de espacios vacíos en función de la relación L/D.

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.

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, observando que ésta aumenta conforme se aumenta la relación L/D (Fig. 10), es decir cuando se incrementa la altura del lecho. Esta tendencia la reportan Krishnaiah y Varma (1982) empleando relaciones L/D menores a 0.5, este comportamiento puede deberse a que en lechos profundos el diámetro de burbuja crece debido al fenómeno de coalescencia provocando la formación de paquetes de sólidos en el lecho y en consecuencia una fracción vacía mayor.

3.3.4 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 en el programa NCSS/2007, con un nivel de significancia (α) de 0.05, generando un modelo de regresión (Ec. 10) 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).

$$\begin{aligned} \Delta P_{Total} = & 314.30 + (283.31)N - (4.413)T \\ & - (629.83)L/D - (1.47)NT + (276.23)NL/D \\ & + (9.81)TL/D \end{aligned} \quad (10)$$

$$R^2 = 0.993$$

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.

El factor de correlación obtenido demuestra que el modelo explica adecuadamente la variabilidad de la caída de presión total en función de las variables de estudio dadas.

Con el modelo estadístico obtenido (Ec. 10) es posible generar gráficas de superficie de respuesta, En la Fig. (11) 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.

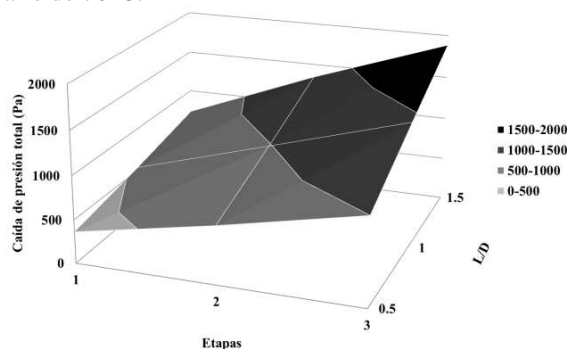


Fig. 11. Gráfica de superficie de respuesta en función del número de etapas y relación L/D. Temperatura de alimentación del aire = 70°C.

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.

Conclusiones

La zona de operación estable es más sensible al aumento del flujo de sólidos alimentados que al del aire. Los porcentajes de área libre de la reducción cónica que permitieron operar de manera estable, corresponden a una relación de diámetro de la reducción cónica a diámetro de la partícula de entre 6 y 7.

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 promedio de 12% en las medias experimentales y del modelo.

Se observó que el empleo de la columna multietapas permite el manejo de mayor cantidad de material y con mayor tiempo de residencia promedio, sin embargo conlleva una mayor caída de presión total en la columna.

El modelo estadístico generado representa adecuadamente la variabilidad de la caída de presión total en la columna y puede emplearse como ecuación de predicción en el dominio experimental estudiado.

Agradecimientos

El primer autor (L.A. Verduzco-Mora) agradece el apoyo al Consejo Nacional de Ciencia y Tecnología (CONACyT) por la beca otorgada para cursar el doctorado en Ingeniería Química.

Nomenclatura

| | |
|-------------|--|
| b_0 | 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_d | coeficiente de descarga [-] $C_d = 0.6974u^{0.2}$ |
| d_{or} | diámetro de las perforaciones en el plato distribuidor [m] |
| d_p | diámetro de partícula [m] |
| $E(\theta)$ | función de distribución de tiempos de residencia [-] |
| ER | error relativo [%] |
| g | aceleración de la gravedad [m/s^2] |

| | |
|-------------------------|---|
| h_l | altura de los sólidos en el lecho [m] |
| L/D | relación Longitud del vertedero a Diámetro del secador [-] |
| m_B | masa de sólidos retenidos en el lecho [kg] |
| F_B | flujo de sólidos alimentados [kg sólido seco/s] |
| N | número de etapas |
| $N_{Teórico}$ | número de etapas teóricas |
| R^2 | coeficiente de correlación [-] |
| s | distancia entre perforaciones en el plato distribuidor [m] |
| T | temperatura del aire de alimentación [°C] |
| u | velocidad superficial del aire [m/s] |
| u_{mf} | velocidad mínima de fluidización[m/s] |
| X_i | variables de estudio i . |
| X_j | variables de estudio j . |
| \hat{Y} | variable de respuesta. |
| Símbolos Griegos | |
| α | nivel de significancia [-] |
| ΔP_{dif} | caída de presión diferencial [N/m ²] |
| ΔP_l | caída de presión en el lecho [N/m ²] |
| ΔP_{pd} | caída de presión en el plato distribuidor [N/m ²] |
| ΔP_{Total} | caída de presión total [N/m ²] |
| ε_f | fracción de espacios vacíos [-] |
| ε_{mf} | fracción de espacios vacíos en condiciones de mínima fluidización [-] |
| θ | tiempo adimensional (t/τ) [-] |
| σ^2 | varianza [min ²] |
| τ_{exp} | tiempo promedio de residencia experimental [s, min] |
| τ_i | tiempo promedio por etapa [s,min] |
| τ_{mod} | tiempo promedio de residencia modelo N tanques [s, min] |
| ρ_p | densidad de la partícula [kg/m ³] |
| ρ_f | densidad del aire [kg/m ³] |
| ϕ | esfericidad de la partícula [-] |

Referencias

- Chandran A. N., Subba Rao S. y Varma Y. B. G. (1990). Fluidized Bed Drying of Solids, *AIChE Journal* 36, 29-38.
- Geldart D. (1986). *Gas Fluidization Technology*, Ed. John Wiley & Sons, U.S.A.
- Idakiev V. y Mórl L. (2013). Study of Residence Time of Disperse Materials in Continuously Operating Fluidized Bed Apparatus. *Journal of Chemical Technology and Metallurgy* 48, 451-456.
- Knowlton T. M. (1986). *Gas Fluidization Technology*, Editado por D. Geldart, Editorial John Wiley & Sons, U.S.A.
- Knowlton T. M., (2003) *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, Editado por Wen-Ching Yang, Ed. Marcel Dekker, U.S.A.
- Kong Q., He G., Chen Q. y Chen F. (2004). Optimization of medium composition for cultivating *Clostridium butyricum* with response surface methodology. *Journal of Food Science* 69, 163-168.
- Krishnaiah K., Pydisetty Y., y Varma Y. B. G. (1982). Residence Time Distribution of Solids in Multistage Fluidization. *Chemical Engineering Science* 37, 137-1377.
- Krishnaiah K. y Varma Y. B. G. (1982). Pressure Drop, Solids Concentration and Mean Holding Time in Multistage Fluidization. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 40, 346-351.
- Kunii D. y Levenspiel O. (1991). *Fluidization Engineering*, Ed. Butterworth-Heinemann, 2a. Edición, U.S.A.
- Kyong-Bin C., Sang-II P., Yeong-Seong P., Su-Whang S. y Dong-Hyun L. (2002). Drying Characteristics of Millet in a Continuous Multistage Fluidized Bed. *Korean Journal of Chemical Engineering* 19, 1106-1112.
- Levenspiel O. (2004). *Ingeniería de las Reacciones Químicas*, Ed. Limusa Wiley 3era. Edición, México.
- 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., Asensio M., Marcilla A. y Font R. (1996). Steam Activation of a Bituminous Coal in a Multistage Fluidized Bed Pilot Plant: Operation and Simulation Model. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 35, 4139-4146.
- Martín I. G., Marcilla A., Font R. y Asensio M. (1995). Stable Operating Velocity Range for Multistage Fluidized Bed Reactor with Downcomers. *Powder Technology* 85, 193-201.

- Mohanty C.R., Adapala S. y Meikap B.C. (2009). Hold-up characteristics of a novel gas-solid multistage fluidized bed reactor for control of hazardous gaseous effluents. *Chemical Engineering Journal* 148, 115-121.
- Mohanty C. R., Rajmohan B. y Meikap B. C. (2010). Identification of stable operating ranges of a counter-current multistage fluidized bed reactor with downcomer. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification* 49, 104-112.
- Montgomery, D. (2002). *Diseño y análisis de experimentos*, Editorial Limusa Wiley, México.
- Mujumdar A. S. y Devahastin S. (2003). *Handbook of Fluidization and Fluid-Particle Systems*, Editado por Wen-Ching Yang, Ed. Marcel Dekker, U.S.A.
- Nagashima H., Ishikura T., e Ide M. (2009). Flow Characteristics of a Small Moving Bed Downcomer with an Orifice Under Negative Pressure Gradient. *Powder Technology* 192, 110-115.
- Raghuraman J. y Varma Y. B. G. (1975). An Experimental Investigation of the Residence Time Distribution of Solids in Multistage Fluidization. *Chemical Engineering Science* 30, 145-150.
- Santiago T., Anaya I., Alamilla L., Chanona J., Gutiérrez G. y Vizcarra M. (2007). Hydrodynamics and Operational Parameters of a Continuous Multistage Vertical Fluidized Bed System. *Revista Mexicana de Ingeniería Química* 6, 59-63.
- Sobolewski A. y Bandrowski J. (1994). Determination of Pressure Drop Through Gas Distributors in Multistage Fluidized-bed Vessels. *Chemical Engineering and Processing* 33, 419-128.
- Srinivasa C. R., Varma Y. B. G. y Rao S. S. (1994). A Study of Stable range of operation in Multistage Fluidized Beds. *Powder Technology* 78, 203-211.
- Vanecek V., Markvart M. y Drbohlav R. (1966). *Fluidized Bed Drying*, Leonard Hill, London.
- Viswanathan K. (1986). Model for Continuous Drying of Solids in Fluidized/Spouted Beds. *The Canadian Journal of Chemical Engineering* 64, 87-95.
- Zhang J.Y. y Rudolph V. (1998). Flow Instability in non-Fluidized Standpipe Flow. *Powder Technology* 97, 109-117.