

“ESCALADO DE UN SECADOR FLUIDIZADO DE GRANOS”

Ramón Cala Aiello
Universidad de Otavalo
rcala@uotavalo.edu.ec

Mislaidys Riera García
Universidad de Otavalo
mriera2011@yahoo.es

Resumen

El escalado representa una herramienta fundamental para las ingenierías, permitiendo reducir errores en diseños de equipos y procesos, debido a correlaciones inexactas y a falta de información. La finalidad de esta investigación es presentar una metodología práctica de escalado a partir de los datos obtenidos en una instalación experimental de laboratorio para el secado de quinua en lecho fluidizado. Para la realización del escalado del reactor fluidizado se asumió que los lechos fluidizados de diferentes escalados mantienen semejanza hidrodinámica, al ser operados bajo condiciones similares (número de Re , Ar , relaciones sólido-gas y geometría del reactor relación (H/D) , se cumple la semejanza geométrica para diferentes escalados del reactor y los parámetros característicos del lecho fluidizado como son la velocidad mínima de fluidización, velocidad de arrastre y porosidad se consideran invariantes en el escalado. Se destaca la relación directa del proceso de escalado con los estudios realizados en la instalación de laboratorio, la cual permite la generación de conocimientos del proceso de secado fluidizado y permite la obtención de los parámetros fundamentales del proceso. Como conclusión se obtuvieron los valores de dimensión del reactor, velocidad de flujo y temperatura de trabajo del reactor escalado a Planta Piloto, así como el tipo de ciclón necesario para el mantenimiento del flujo del agente secante dentro del reactor. Con la metodología aplicada se logra simplificar los cálculos y lograr una mayor efectividad en el dimensionamiento y diseño de equipos a partir de los datos obtenidos en el laboratorio.

Palabras claves: Escalamiento, secado, fluidización

Abstract

Scaling-up represents a fundamental engineering tool, leading to fewer errors in equipment and process design due to inaccurate correlations and lack of information. The purpose of this research is to present a practical scale-up methodology from the data obtained in an experimental laboratory installation for the drying of quinoa on a fluidized bed. To perform the scaling of the fluidized reactor it was assumed that the fluidized beds of a different scale have hydrodynamic similarity. When operated under similar Reynolds and Archimedes numbers, solid-gas ratios and reactor geometry (height/diameter ratio), geometric similarity is attained for different scale-ups of the reactor, and the characteristic parameters of the fluidized bed, such as minimum fluidization velocity, entrainment velocity and porosity, are considered to be invariant in the scale-up. The direct relationship between the scale-up process and lab experiments is highlighted, furthering the knowledge of the fluidized drying process and resulting in the acquiring of the fundamental parameters of the process. In conclusion, the values of reactor dimension, flow velocity and working temperature of the reactor scaled-up to pilot plant were obtained, as well as the type of cyclone needed to maintain the flow of the drying agent inside the reactor. With the applied methodology, calculations were simplified and a greater effectiveness in the dimensioning and design of the equipment from the data obtained in the laboratory was achieved.

Keywords: Scaling-up, drying, fluidization

1. INTRODUCCIÓN

El proceso de escalado se define como el procedimiento encaminado al diseño y construcción de sistemas a gran escala basados en los resultados experimentales en reactores de pequeño tamaño o nivel de laboratorio.

Tal y como describen Knowlton (Knowlton, Karri, & Issangya, 2005), el proceso de escalado consiste en aplicar un conjunto de parámetros adimensionales y similitud geométrica (derivado de las ecuaciones hidrodinámicas para flujo multifásico adimensionalizadas) para modificar la escala de un sistema

Los diferentes parámetros adimensionales independientes entre sí conforman el denominado conjunto de Glicksman (L. R. Glicksman, 1984),(L. Glicksman, Hyre, & Farrell, 1994): número de Reynolds, número de Froude, relación entre densidades de gas y partícula y longitudes adimensionales (relación entre tamaño de partícula y tamaño de lecho, cociente entre diámetro y altura de lecho, esfericidad de partículas, distribución de tamaños de partícula) (L. Glicksman et al., 1994),(L. R. Glicksman, 1984). De acuerdo con el proceso de escalado, los valores físicos del sistema no tienen por qué coincidir entre escalas, pero sí deberían hacerlo los números adimensionales.

Di Maio y Di Renzo (Di Maio & Di Renzo, 2013) resumen algunos conjuntos de grupos adimensionales adoptados por diversos autores para llevar a cabo el proceso de escalado de sus respectivos reactores.

El funcionamiento del reactor es afectado en general por varios parámetros, como son:

El diseño geométrico, las variables de operación, propiedades del fluido, proceso de transporte de calor y masa, así como la cinética del proceso de secado(Bakshi, Altantzis, Bates, & Ghoniem, 2016).

En la práctica, mantener constantes todos los grupos adimensionales citados anteriormente resulta extremadamente complejo

1.1. La Fluidización

Los lecho fluidizado son utilizados en la actualidad en múltiples procesos industriales y tecnológicos, los cuales pueden clasificarse en dos grandes grupos (Macías Naranjo), (Mele, Golobič, & Senegačnik, 2015).

- Para uso físico como procesos de secado, pulido de superficies metálicas y otros.
- Para uso químico en reacciones catalíticas, reacciones solido gas, generación de energía etc.

Los lechos fluidizados presentan varias ventajas respecto a otros reactores de lecho inmóvil, como son:

Aumento del coeficiente de intercambio de calor - masa entre la fase sólida y la fluida, Aumento considerable de la interacción entre fases, aumento de los procesos de intercambio de calor y masa, disminución del tiempo de residencia en los procesos catalíticos y otros procesos fisico-químicos, lo que hace a estos procesos ventajoso con respecto a otros (Mujumdar, 2014).

La velocidad del agente fluidizante necesaria para que el lecho alcance el estado de fluidización, es un parámetro fundamental y se denomina velocidad mínima de fluidización.

1.2. Escalado de Reactores Fluidizados

Intentos de escalado del proceso de fluidización han sido desarrollados mediante criterios de similitud hidrodinámicos y geométricos (Vanecek, Picka, & Najmr, 1964), sin embargo esta metodología de escalado a criterio de algunos autores (Rüdisüli, Schildhauer, Biollaz, & van Ommen, 2012) y (Maurer, Schildhauer, van Ommen, Biollaz, & Wokaun, 2014), no es completamente satisfactoria pues resulta valida solo para casos particulares de condiciones de trabajo de reactores.

En el proceso del modelado de reactores de secado se ha producido una brecha entre la teoría académica y la práctica industrial. Algunos modelos rigurosos se han publicado, mirando con cierto detalle en los procesos que tienen lugar dentro del lecho fluidizado. Sin embargo, los fabricantes de secadores y los consumidores industriales finales se han basado generalmente en pruebas de planta piloto y sencillas reglas de escalado. Un punto medio está dado por la ampliación modelos híbridos, comenzando con el modelo integral de Vanecek y otros (1964), que utilizan datos experimentales e incluyen reglas más sofisticadas escala-up con una mejor base teórica.

El proceso de escalado de reactores fluidizados se remonta a varios años atrás, siendo los periodos más característicos los siguientes:

- Knowlton y Karri (Knowlton et al., 2005) estudiaron el escalado de gasificadores de lecho fluidizado mediante el uso de técnicas empíricas y modelos matemáticos que relacionan ciertos grupos adimensionales.
- Rüdisüli, Schildhauer y otros (Rüdisüli et al., 2012)[10][9] recomendaron ir más allá de las relaciones adimensionales y patrones fluido dinámicos planteando una estrecha interacción entre la hidrodinámica, los fenómenos de transferencia de masa y fenómenos cinéticos
- Maurer (Maurer et al., 2014) investigó los parámetros de escalado para reactores de lecho fluidizado catalíticos.

Según algunos autores (Couto, Silva, Bispo, & Rouboa, 2016), (Tahmasebpour, Zarghami, Sotudeh-Gharebagh, van Ommen, & Mostoufi, 2017) el escalado de reactores de lecho fluidizado resultan generalmente difícil. Sin embargo, el uso de técnicas basadas en la experiencia y los modelos de diseño pueden minimizar el riesgo y la incertidumbre del cálculo.

La dinámica de fluidos tiene potencial para predecir el efecto de escala.

La influencia del tipo de biomasa en diferentes reactores aún no se ha abordado correctamente en la literatura actual.

El objetivo de este trabajo es la implementación de una metodología de escalado de un reactor fluidizado a partir de los resultados fundamentales obtenidos en un reactor a escala de laboratorio para el secado de quinua.

1.3. Hipótesis de Trabajo para el Escalado

Para la realización del escalado del reactor fluidizado para secado de quinua se parte de los siguientes postulados, que se basan en la experiencia acumulada a través del trabajo de varios autores:

- Los lechos fluidizados de diferentes escalados tienen semejanza hidrodinámica, al ser operados bajo condiciones semejantes (número de Re, Ar, relaciones sólido-gas y geometría del reactor relación (H/D))
- Se cumple la semejanza geométrica para diferentes escalados del reactor
- Parámetros característicos del lecho fluidizado como son la velocidad mínima de fluidización, velocidad de arrastre y porosidad se consideran invariantes en el escalado.

2. METODOLOGÍA PROPUESTA

Partir de los resultados experimentales del reactor a escala de laboratorio y mantener semejantes:

- a) Geometría y tipo de reactor
- b) Relación H/D (altura/diámetro del lecho)
- c) Ecuaciones gasodinámicas $Re=f(Ar)$ encontradas en el laboratorio para velocidad mínima de fluidización.

3. RESULTADOS FUNDAMENTALES OBTENIDOS EN EL ESTUDIO GASODINÁMICO A NIVEL DE LABORATORIO PARA LA QUINUA.

- Se determinaron los parámetros correspondientes a las características gasodinámicas del lecho y propiedades de las partículas de quinua.
- Determinación del diámetro medio (Leva, 1959) de la quinua $d_c=1,5$ mm.
- Determinación de la densidad aparente y densidad real del lecho fluidizado de quinua:

Densidad Aparente(ρ_A) = 678 kg/m³

Densidad Real(ρ_R) = 1187,72

3.1. Determinación Experimental de la Porosidad Inicial del Lecho

A partir de los valores de densidad aparente y real se puede determinar la porosidad del lecho en estado inicial previo al estado fluidizado a través de la siguiente relación.

Porosidad:

$$\varepsilon = 1 - \frac{\rho_a}{\rho_r}$$

Obteniendo el valor $\varepsilon=0,43$ para la porosidad del lecho fijo o de bulto.

Para velocidades mayores a la velocidad mínima de fluidización del agente fluidizante a través del reactor se observa un aumento de la altura del lecho en función de la velocidad (Fadhil, Aris, Abbas, Ibrahim, & Aniza, 2014).

3.2. Determinación de la velocidad mínima de fluidización

Para obtener la velocidad mínima de fluidización, se realizan varios experimentos y se determinó gráficamente la velocidad mínima de fluidización.

Se demostró que la velocidad mínima de fluidización para la quinua es de 0.38 m/s, más aún no se encontraron diferencias significativas en la velocidad mínima de fluidización para los diferentes diámetros del reactor.

3.3. Secado de la quinua. Curvas características de deshidratado para granos de quinua

Se obtuvieron las curvas de secado para varios valores de temperatura y velocidad del aire secante dentro del reactor hasta la obtención de la humedad de equilibrio, en condiciones controladas de laboratorio. A continuación, se muestra una de las curvas de secado obtenidas.

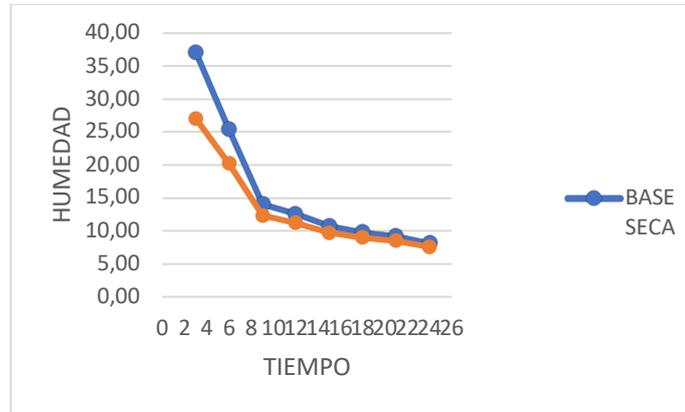


Gráfico 1. Curva de deshidratado para temperatura de secado 40°C y velocidad de aire 0.5 m/s

En la gráfica 1 se puede observar que la humedad disminuye con rapidez debido a la transferencia de calor en el reactor, obteniendo así un porcentaje de humedad de 9.14% con un tiempo de secado de 24 minutos.

3.4. La velocidad de secado

El gráfico 2 muestra la variación en la velocidad de secado contra el contenido de humedad a 45 °C y tres velocidades diferentes del agente secante (aire)

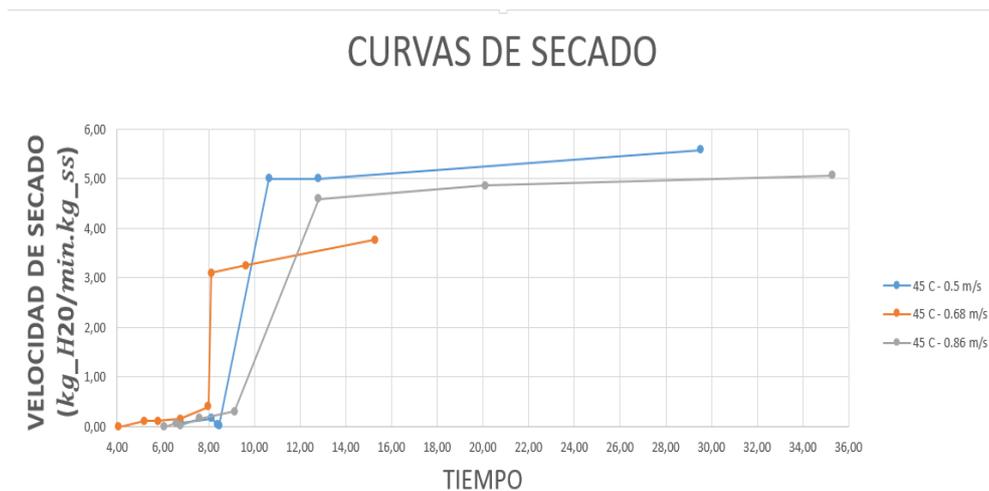


Gráfico 2. Curva de velocidad de secado contra humedad en base seca de la quinua *Chenopodium quinoa* (INIAP Tunkahuan)

Se observa que la velocidad de secado inicial fue elevada y posteriormente presentó una disminución gradual conforme el producto alcanzó su contenido de humedad en el equilibrio debido a que la humedad interna requiere más tiempo para su remoción.

3.5. Calculo de los principales parámetros del secador fluidizado escalado a partir de los datos experimentales previamente obtenidos.

El prototipo presentado es un secador fluidizado de una sola cámara, que trabaja por cargas y descargas del material a secar en periodos de duración de 10 minutos de carga-secado- descarga de los granos de quinua.

En este trabajo, se procede con el cálculo de los principales parámetros de trabajo y las dimensiones del secador de lecho fluidizado. Como datos iniciales para el cálculo, tomamos los siguientes parámetros obtenidos de la investigación experimental previa a nivel de laboratorio.

3.6. Datos iniciales para el cálculo:

- material a secar: granos de quinua
- productividad en el material seco: $G_m = 480 \text{ kg}/10 \text{ min} = 0,8 \text{ kg} / \text{s}$;
- diámetro medio de partícula del material seco: $\bar{d}_p = 1.5 \text{ mm}$; $\rho_m = 1187 \text{ kg}/\text{m}^3$
- Humedad inicial: $W_0 = 30\%$;
- Humedad final: $W_f = 10\%$;
- temperatura del material en la entrada de la secadora: $t_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- temperatura del aire en la salida de la secadora: $T_2 = 40 \text{ }^\circ\text{C}$;
- temperatura del aire suministrado al calentador: $T_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$;
- humedad del aire suministrado al calentador: $\varphi_0 = 72\%$;
- temperatura del aire después del calentador: $T_1 = 70 \text{ }^\circ\text{C}$;

Tomamos la pérdida de calor específica en el ambiente $Q_p = 22.6 \text{ kJ} / \text{kg}$, que corresponde a aproximadamente el 1% del calor gastado para la evaporación de 1 kg de agua.

4. CALCULO DE LOS PRINCIPALES PARÁMETROS DEL REACTOR.

1. Determinación de la velocidad de flujo de humedad eliminada del material a secar:

$$G_w = G_m * \frac{w_0 - w_f}{100 - w_f} = 0,8 * \frac{30 - 10}{100 - 30} = 0,22 \text{ kg/s} \quad \dots(1)$$

2. Calculamos las pérdidas de calor específicas hacia el medio ambiente, se considera que son iguales al 10% del calor Q , sacado de la secadora por unidad de tiempo:

$$q_n = 0,1 G_w (r_0 + c_n T_2) \quad \dots(2)$$

Donde:

r_0 es el calor de evaporación del agua a una temperatura de $0 \text{ }^\circ\text{C}$, igual a $2500 \text{ kJ} / \text{kg}$;

C_n es la capacidad calorífica promedio del vapor de agua, equivalente a $1,97 \text{ kJ} / \text{kg} \cdot \text{ }^\circ\text{C}$.

$$q_n = 0.1 * 0,22 * (2500 + 1.97 \cdot 70) = 58,03 \text{ kJ} / \text{kg de humedad}$$

3. Calculo de la diferencia entre el flujo unitario y la llegada de calor a la secadora, suponiendo que la temperatura del material en la cama es de 1 a $2 \text{ }^\circ\text{C}$ debajo de la temperatura del aire de escape en la salida del secador:

$$\Delta = C_h t_0 + \frac{G_m C_m (T_m - t_0)}{G_w} - q_n \quad (3)$$

donde C_h es la capacidad calorífica de la humedad en quinua húmeda a una temperatura de $T_0 = 20 \text{ }^\circ\text{C}$, igual a $4.19 \text{ kJ} / \text{kg} \cdot \text{K}$;

C_m es la capacidad calorífica del material, igual a $1,8 \text{ kJ} / \text{kg} \cdot \text{ }^\circ\text{C}$;

T_m - la temperatura del material en la capa, igual a $T_2 - 2 = 50 - 2 = 48 \text{ }^\circ\text{C}$.: $G_m = 0,083 \text{ kg/s}$

$$\Delta = 4,19 * 20 + \frac{0,8 * 1,8 * (48 - 20)}{0,22} - 58,02 = 208,87 \frac{\text{kJ}}{\text{kg}} \text{ de humeda} \quad (4)$$

4. En el diagrama del estado del aire húmedo (grafico 3) y conocida la temperatura inicial del aire antes de ser calentado y su humedad relativa a esa temperatura.

$$T_0 = 20 \text{ °C y } \Phi_0 = 72\%,$$

definimos los parámetros iniciales del aire suministrado al calentador (punto A): se determina en el grafico el contenido de humedad $X_0 = 0.012 \text{ kg / kg}$ de aire seco y entalpía $I_0 = 52 \text{ kJ / kg}$ de aire seco.

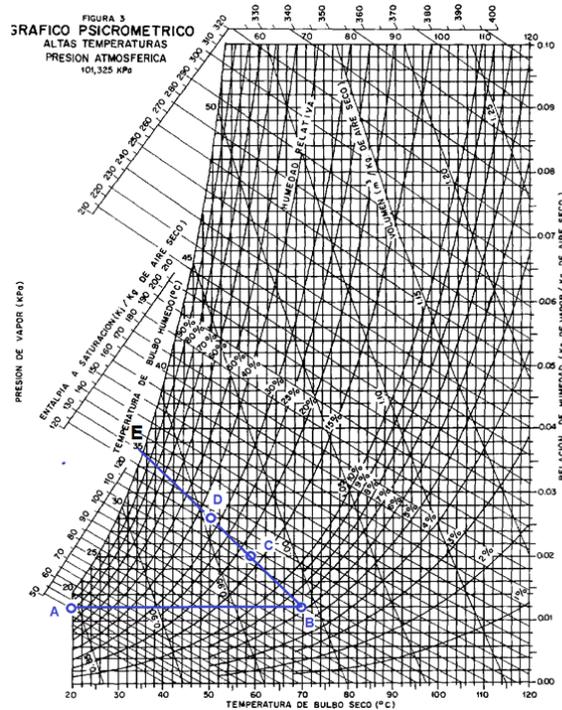


Gráfico 3. Gráfico Psicométrico

5. En el mismo diagrama (ver Figura 2), construimos una línea de calentamiento de aire hasta la temperatura $T_1 = 80 \text{ °C}$ (línea AB) y se toma el mismo valor de contenido de humedad del aire $X_1 = X_0 = 0.012 \text{ kg / kg}$ (consideramos que no se pierde humedad en el proceso del calentamiento de aire).

A esta temperatura, la entalpía se eleva a $I_1 = 115 \text{ kJ / kg}$ de aire seco. (VER GRÁFICO)

6. Para la construcción de la línea de secado, se toma un valor arbitrario de $X = 0,02 \text{ kg / kg}$ de aire seco (menor obviamente que el contenido de humedad inicial del aire) y se determina el valor correspondiente de entalpía:

$$I = I_1 - \Delta(X - X_1) = 115 - 167,97(0,02 - 0,012) = 113,6 \text{ kJ/kg} \quad (5)$$

Dos puntos en el diagrama (ver Figura 2) con las coordenadas X_1, I_1 (punto B) y X, I (punto C) dibujan una línea de secado (línea BCD) en su intersección con la temperatura del aire en la salida de la secadora $T_2 = 50 \text{ °C}$ (punto D).

7. En el punto de intersección de la línea de secado y la isoterma a 50 °C (punto D): Se determina el contenido de humedad final del aire en la salida de la secadora.

$$X_2 = 0,026 \text{ kg / kg de aire seco.}$$

8. Calculo del consumo de aire para el secado:

Se determina a partir del total de humedad que se necesita extraer en la unidad de tiempo del material húmedo G_w .

$$G_{aire} = \frac{G_w}{X_2 - X_1} = \frac{0,22}{0,026 - 0,012} = 8,87 \text{ kg/s} \quad \dots (6)$$

9. Determinación de la temperatura promedio del aire en la secadora:

$$\bar{T} = \frac{T_1+T_2}{2} = \frac{70+50}{2} = 60 \text{ } ^\circ \text{C}$$

10. Determinación del contenido de humedad promedio del aire en la secadora:

$$\bar{X} = \frac{X_1+X_2}{2} = \frac{0,026+0,0012}{2} = 0,014 \text{ kg/kg de aire seco} \quad (7)$$

11. Calcule la densidad promedio de aire seco:

$$\bar{\rho}_{as} = \frac{M_{as}}{V_0} \frac{273}{273+\bar{T}} = \frac{29}{22,4} \frac{273}{273+60} = 1,06 \text{ Kg}/M^3$$

Donde:

M_{as} - masa molar de aire seco, igual a 29 kg / kmol; V_0 es el volumen molar- del aire, igual a 22.4 m3 / kmol.

12. Calculo de la densidad promedio de vapor de agua:

$$\bar{\rho}_v = \frac{M_v}{V_0} \frac{273}{273+\bar{T}} = \frac{18}{22,4} \frac{273}{273+60} = 0,66 \text{ Kg}/M^3 \quad (8)$$

donde:

M_v – masa molar del vapor de agua, igual a 18 kj/kmol

13. Calcular el rendimiento volumétrico promedio del aire:

$$G_v = \frac{G_{aire}}{\rho_{as}} \frac{\bar{X} G_{aire}}{\rho_v} = \frac{8,87}{1,06} \frac{0,014 \cdot 8,87}{0,66} = 1,57 \text{ M}^3/s \quad (9)$$

14. Calculo de la viscosidad promedio del aire:

$$\bar{\mu}_{aire} = \mu_0 \frac{273+C}{273+\bar{T}+C} \left[\frac{273+\bar{T}}{273} \right]^{\frac{3}{2}} \quad (10)$$

Donde:

μ_0 es el coeficiente dinámico de viscosidad a 0 ° C, igual al $17.3 \cdot 10^{-6}$ Pa · s;
C es la constante de Sutherland, igual al aire 124. Y sustituyendo se obtiene:

$$\bar{\mu}_{aire} = 17,3 \cdot 10^{-6} \frac{273+124}{273+60+124} \left[\frac{273+60}{273} \right]^{\frac{3}{2}} = 20,25 \cdot 10^{-6} \text{ Pa} \cdot s$$

15. Calculamos el criterio de Arquímedes:

$$A_r = \frac{d_p^3 \cdot \rho_{as} \cdot (\rho_m - \rho_{as}) \cdot g}{\mu_{aire}^2} \quad (11)$$

Y sustituyendo los valores se obtiene:

$$A_r = \frac{1,5^3 * 10^{-9} * 0,922 * (1187 - 0,922) * 9,8}{20,25^2 * 10^{-12}} = 88,27$$

16. Calculamos el criterio de Reynolds

Se calcula el Reynolds para la velocidad de fluidización a través de la fórmula de Toddec

$$R_e = \frac{A_r}{1400 + 5,22 \sqrt{A_r}} = \frac{88,273}{1400 + 5,22 \sqrt{88,273}} = 29,91 \quad (12)$$

17. Calculo de la velocidad mínima de fluidización: Para el cálculo del escalado se tomó el valor experimental obtenido en la instalación de laboratorio.

$$V_m = 0,38 \text{ m/s} \quad \dots\dots\dots (13)$$

18. Calculo de la velocidad de arrastre:

$$V_a = \frac{\mu_{aire}}{\rho_{as} \cdot d_p} * \frac{A_r}{18 + 0,575 \sqrt{A_r}} = \frac{20,25 * 10^{-6}}{0,922 * 1,5 * 10^{-3}} * \frac{88,273}{18 + 0,575 \sqrt{88,273}} = 6,84 \text{ m/s} \quad (14)$$

Este valor teórico está muy cercano al valor experimental encontrado en la instalación de laboratorio y que fue de 6 m/s, para el escalado se toma el valor experimental.

19. Determine el número de fluidización limitante:

$$K = \frac{V_a}{V_m} = \frac{6}{0,38} = 15,8 \quad (15)$$

Al ser $K < 20$, se recomienda tomar la velocidad de trabajo entre los valores de 1,5 a 3 veces la velocidad mínima de fluidización. Se toma el valor de 2,5 y la velocidad de trabajo del reactor se toma como:

$$V_t = 2,5 * V_m = 2,5 * 0,38 = 1 \text{ m/s}$$

20. Calculo del diámetro de la secadora:

$$D_r = \sqrt{\frac{G_v}{0,785 V_t}} = \sqrt{\frac{1,57}{0,785 * 1}} = 1,4 \text{ m} \quad (16)$$

Se toma un diámetro de 1,5 m.

21. Calculo de la altura del lecho fluidizado

1. Se calcula el criterio de Reynolds a la velocidad de operación del secado ($V_t = 1 \text{ m/s}$)

$$R_e = \frac{V_t * d_p * \rho_{as}}{\mu_{as}} = \frac{1 * 1,5 * 10^{-3} * 1,06}{22,5 * 10^{-6}} = 70,66 \quad (17)$$

2. Se calcula la porosidad del lecho fluidizado:

Se toma el valor experimental de la porosidad del lecho obtenido en el reactor de laboratorio y que fue: $\epsilon = 0,42$

3. Calculo del coeficiente de difusión del vapor de agua a una temperatura promedio del secador:

$$D = D_{20} * 10^{-6} * \left[\frac{273+\bar{T}}{273} \right]^{3/2} = 21,9 * 10^{-6} * \left[\frac{273+60}{273} \right]^{3/2} = 29,5. 10^{-6} m^2/s \quad (18)$$

Donde:

D_{20} es el coeficiente de difusión del vapor de agua en el aire a 20 ° C, que es $21.9 \times 10^{-6} m^2 / s$.

4. Se Calcula el criterio de difusión de Prandtl:

$$P_r = \frac{\mu_{ac}}{\rho_{as} * D} = \frac{22,5 * 10^{-6}}{1,06 * 29,5 * 10^{-6}} = 0,71 \quad (19)$$

5. Calculo del coeficiente de transferencia de masa:

$$K_c = \frac{D}{d_p} (2 + 0,51 R_e^{0,52} + P_r^{0,33}) = 0,148 m/s \quad (20)$$

6. La altura de la capa fluidizada h se determina a partir de la siguiente relación:

$$\frac{x^* - x_2}{x^* - x_1} = e^{\left(-\frac{K_c \epsilon (1 - \epsilon) h}{V_t \rho_{as} d_p} \right)} \dots \dots \dots (21)$$

donde x^* es el contenido de humedad de equilibrio del agente de secado, determinado por el diagrama de estado del aire húmedo cuando la línea de secado se extiende hasta la línea de humedad relativa constante $\phi = 100\%$ (punto E en la Fig. 2).

Determinamos a partir de la Fig. 2, que $x^* = 0.038 \text{ kg / kg de aire seco}$.

Entonces sustituyendo los valores para cada parámetro se obtiene:

$$\frac{0,038 - 0,026}{0,038 - 0,012} = e^{\left(-\frac{0,148.6(1-0,42)h}{0,922.1,5.10^{-3}} \right)} \quad (22)$$

de donde $h = 2,38.10^{-3} M$

Sería la altura recomendada de un reactor de funcionamiento continuo, pero al ser nuestro método de secado de carga y descarga 480 kg/10 min se calcula la altura de forma geométrica a partir de las dimensiones del reactor.

$$D_r = 1,5 m$$

Cantidad de material a procesar en cada carga 480 kg.

Teniendo en cuenta la densidad aparente de la quinua de 678 kg/m^3 , se calcula el volumen ocupado por esta cantidad de material.

$$V_m = 480/678 = 0,7 m^3$$

e igualando al volumen que ocuparía en el reactor se calcula la altura de la capa fluidizada.

$$V_m = \pi D_r^2 h = 0,7 m^3 \quad (23)$$

De donde se obtiene la altura de la capa fluidizada

$$h = 0,4 m$$

lo que está de acuerdo con las recomendaciones de altura del lecho fluidizado

22. Calculo de la caída de presión en el lecho

Utilizando la ecuación propuesta por Ergun (Ergun, 1952; Senadeera, Alves-Filho, & Eikevik, 2013) se calcula la caída de presión en el reactor escalado.

$$\frac{\Delta P}{L} = \frac{150\mu V_0}{D_p^2} \frac{(1-\epsilon)^2}{\epsilon^3} + \frac{1.75\rho_g V_0^2}{D_p} \frac{1-\epsilon}{\epsilon^3} \quad (24)$$

Se obtiene para una altura de 0,4 m un valor de 1 280 Pa.

23. Calculo del flujo volumétrico del aire

Partimos de la velocidad mínima de fluidización obtenida en el reactor de laboratorio. $V_m = 0,38$ m/s, la velocidad de trabajo del reactor $V_t = 1$ m/s, Velocidad de arrastre $V_a = 6$ m/s y el diámetro del reactor $D = 1,4$ m. El flujo se calcula por:

$$G_v = \text{Área} \times V_t = 2,35 \text{ m}^3/\text{s}$$

Donde se tomó la velocidad de trabajo del reactor

24. Calculo para selección del soplador centrífugo

Para el cálculo del soplador centrífugo se seleccionó teniendo como referencia el caudal requerido a velocidad mínima de fluidización y caída de presión máxima para realizar la operación, según lo expuesto con la ecuación de Ergun para la cual se obtiene un valor de 3.12 m/min con el producto seco y 4.17 m/min para el inicio del proceso tomado este como el valor máximo.

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

Se selecciona un soplador de alto flujo de aire estándar diseñado para transporte de aire, así como para la generación de presión, resistente a la humedad y temperatura superior a 40°C.

El ciclón generador de flujo de aire debe cumplir:

$$G_v > 2,35 \text{ m}^3/\text{s} \quad \text{y} \quad \Delta p > 1280 \text{ Pa}$$

25. Calculo de la potencia térmica

Partiendo de la $V_t = 3$ m/s y $T_{\text{aire}} = 80$ C

Se considera que el intercambio de calor es suficiente para que todo el calor generado por las niquelinas pase al flujo de aire.

$$P = G_m \times C_e \times \Delta T = G_v \times \rho_a \times C_e \times \Delta T \quad \text{y da un valor de } 63 \text{ Kw}$$

CONCLUSIONES

Partiendo de los resultados experimentales a escala de laboratorio y manteniendo criterios de semejanza geométrica y de números adimensionales se logra el cálculo del escalado de un reactor fluidizado para el secado de la quinua en lechos fluidizados.

La metodología es sencilla y los valores obtenidos para las dimensiones del reactor y los parámetros de trabajo están dentro de los valores recomendados para los secadores fluidizados.

REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- Bakshi, A., Altantzis, C., Bates, R., & Ghoniem, A. . Study of the effect of reactor scale on fluidization hydrodynamics using fine-grid CFD simulations based on the two-fluid model. *Powder Technology*, v. 299, p. 185-198. 2016.
- Couto, N., Silva, V. B., Bispo, C., & Rouboa, A. From laboratorial to pilot fluidized bed reactors: Analysis of the scale-up phenomenon. *Energy Conversion & Management*, v. 119, p. 177-186. 2016 doi:10.1016/j.enconman.2016.03.085. 2016.
- Di Maio, F. P., & Di Renzo, A. Verification of scaling criteria for bubbling fluidized beds by DEM–CFD simulation. *Powder Technology*, v.248, p. 161-171. 2013.
- Ergun, S. Fluid flow through packed columns. *Chemical engineering progress*, v. 48. 1952.
- Fadhil, M., Aris, M. S., Abbas, A. H., Ibrahim, A. B. A., & Aniza, N. Minimum Air Fluidization Velocity Study of Specific 2-D Bubbling Fluidized Bed Reactor. *Applied Mechanics & Materials*, v. 699, p.660-665. 2014. doi:10.4028/www.scientific.net/AMM.699.660.
- Glicksman, L., Hyre, M., & Farrell, P. (1994). Dynamic similarity in fluidization. *International Journal of Multiphase Flow*, v.20, p.331-386. 1994.
- Glicksman, L. R.). Scaling relationships for fluidized beds. *Chemical engineering science*, v.39(9), p.1373-1379. 1984.
- Knowlton, T., Karri, S., & Issangya, A. Scale-up of fluidized-bed hydrodynamics. *Powder Technology*, v. 150(2), p.72-77. 2005.
- Leva, M. *Fluidization*: McGraw-Hill. 1959.
- Macías Naranjo, R. J. *Escalado de reactores de gasificación en lecho fluidizado*. Universidad Nacional de Colombia-Sede Medellín, Tesis (Maestría), 2015.
- Maurer, S., Schildhauer, T. J., van Ommen, J. R., Biollaz, S. M., & Wokaun, A. Scale-up of fluidized beds with vertical internals: Studying the sectoral approach by means of optical probes. *Chemical Engineering Journal*, v.252, p.131-140. 2014.
- Mele, J., Golobič, I., & Senegačnik, A. (2015). A METHOD TO DETECT AND CONTROL FULLY FLUIDIZED CONICAL BEDS WITH A WIDE SIZE DISTRIBUTION OF PARTICLES IN THE VICINITY OF THE MINIMUM FLUIDIZATION VELOCITY. *Thermal Science*, v.19(1), p.267-276. 2015 doi:10.2298/TSCI130627164M
- Mujumdar, A. S. *Handbook of industrial drying*: CRC Press. 2014.
- Rüdisüli, M., Schildhauer, T. J., Biollaz, S. M., & van Ommen, J. R. Scale-up of bubbling fluidized bed reactors—a review. *Powder Technology*, v.217, p.21-38, 2012.
- Senadeera, W., Alves-Filho, O., & Eikevik, T. Influence of drying conditions on the moisture diffusion and fluidization quality during multi-stage fluidized bed drying of bovine intestine for pet food. *Food & Bioproducts Processing: Transactions of the Institution of Chemical Engineers Part C*, v.91(4), p.549-557. 2013. doi:10.1016/j.fbp.2013.08.008
- Tahmasebpour, M., Zarghami, R., Sotudeh-Gharebagh, R., van Ommen, J., & Mostoufi, N. Dynamic analysis of the scale-up of fluidized beds. *Advanced Powder Technology*, v.28(10), p.2621-2629. 2017
- Vanecek, V., Picka, J., & Najmr, S. Some basic information on the drying of granulated NPK fertilisers. *Int. Chem. Eng.* v.4(1), p.93-99. 1964