

ANÁLISIS DEL EFECTO GEOMÉTRICO DE CICLONES EN EL SECADO POR ASPERSIÓN DE LECHE USANDO CFD

ANALYSIS OF THE GEOMETRIC EFFECT OF CYCLONE SEPARATORS OVER SPRAY-DRYER PROCESS OF MILK USING CFD

María S. Gamiño-Tovar¹, Florianne Castillo-Borja², Richart Vázquez-Román³, Christian O. Díaz-Ovalle^{1,*}, Alejandro Guzmán-Zazueta⁴, Fabiola Herrera-Enciso¹

(1) Tecnológico Nacional de México Roque, Departamento de Ingenierías, km 8 carretera Celaya-Juventino Rosas, Celaya, Guanajuato, 38110, México

(2) TecNM/Instituto Tecnológico de Aguascalientes, Departamento de Ingeniería Química, Av. Adolfo López Mateos 1801 Ote., Aguascalientes, Aguascalientes, 20256, México

(3) Tecnológico Nacional de México en Celaya, Departamento de Ingeniería Química, Av. Tecnológico y Antonio García Cubas s/n, Celaya, Guanajuato, C.P. 38010, México

(4) Tecnológico Nacional de México Roque, Departamento de Informática, km 8 carretera Celaya-Juventino Rosas, Celaya, Guanajuato, 38110, México

*autor de contacto (e-mail: chdiaz@itroque.edu.mx)

Recibido: 09/08/2017 - Evaluado: 04/10/2017 - Aceptado: 25/10/2017

RESUMEN

El procesamiento de leche, en secadores por aspersión, corre el riesgo de contaminación y de explosión debido a la formación de costra en las paredes. Esto es evitado con condiciones de operación y diseño adecuados. La literatura describe los principales factores del secador por aspersión sobre la reducción de la costra, pero no incluye el análisis con separadores ciclones. Este trabajo analiza el comportamiento hidrodinámico del flujo de aire y la evaporación de las gotas de leche dentro de un proceso de secado por aspersión con separadores ciclónicos. El análisis fue desarrollado bajo la estrategia de dinámica computacional de fluidos usando el software FLUENT de ANSYS. Las simulaciones permitieron la selección de un adecuado separador ciclónico en base al área mojada de las paredes internas del secador. Los resultados indicaron que el tipo de separador ciclónico afecta las zonas mojadas en las paredes del secador.

ABSTRACT

The processing of milk by spray dryers presents risk of product contamination and explosion due to crust forming on the walls. This is avoided with proper operation and design conditions. The literature describes the main factors to reduce the crust inside spray dryers, but it does not mention an analysis with cyclone separators. This work investigates the hydrodynamic behaviour of the flow of air and the evaporation of milk droplets inside a spray dryer with cyclone separators. This research was developed via computational fluid dynamics using ANSYS FLUENT package. The simulations allowed select a suitable cyclone based on the wetting area of the walls. The results showed the effect of the cyclone separator on the wetting area.

Palabras clave: hidrodinámica, turbulencia, costra, fase discreta
Keywords: hydrodynamic, turbulence, crust, discrete phase

INTRODUCCIÓN

El secado por aspersión es una operación unitaria importante en la industria de alimentos, debido a la alta preservación inherente en el producto en polvo (Ibarz & Barbosa-Cánovas, 2002). El secado por aspersión consiste en suministrar una corriente de aire caliente sobre un líquido asperjado para eliminar súbitamente la mayor cantidad de agua presente en las gotas del líquido (Barbosa-Cánovas & Vega-Mercado, 2000). Así, los productos inmediatos son polvo y aire húmedo; el polvo es recolectado y el aire húmedo extraído. No obstante, el secado por aspersión presenta problemas de deposición de sólidos en las paredes, lo cual ocasiona: mala calidad en el producto, bloqueo del sistema de flujo, pérdida de producto y alto riesgo de fuego y explosión (Fletcher *et al.*, 2006). Por tal motivo, este proceso ha sido ampliamente analizado, como lo demuestra la extensa revisión realizada por Langrish y Fletcher (2003) y Keshani *et al.* (2015).

El análisis de los secadores por aspersión bajo simulación ha aplicado la técnica computacional CFD (Dinámica Computacional de Fluidos, por sus siglas en inglés). Los primeros trabajos describieron los patrones de flujo y la complejidad de simular turbulencia en secadores por aspersión (Oakley, 1994; Oakley & Bahu, 1993). No obstante, la técnica CFD permitió llegar a conclusiones importantes, algunas son: a) el tiempo de secado es corto en la zona de asperjado (Langrish & Kockel, 2001), b) los modelos de transferencia de calor y masa en la gota limitan la precisión de las simulaciones (Harvie *et al.*, 2002), c) las dimensiones geométricas requeridas son distintas para aspersión con boquillas y disco (Huang *et al.*, 2006), d) la formulación Lagrangiana es más adecuada para simular las gotas asperjadas que presentan coalescencia (Nijdam *et al.*, 2006), e) las simulaciones deben realizarse en régimen transitorio debido a la generación de zonas de recirculación (Gabites *et al.*, 2010), f) la eficiencia térmica del secador por aspersión es inversamente proporcional a la producción de entropía del sistema (Jin & Chen, 2011) y g) la optimización del secador por aspersión debe considerar: la cinética de secado, la cinética de reacción para componentes volátiles, la geometría del secador, el tiempo de residencia y la distribución de las partículas (Schmitz-Schug *et al.*, 2016). En general, la mayoría de los casos de análisis no ha considerado la inclusión de los sistemas de recolección.

Los sistemas de recolección de polvo en secadores por aspersión son filtros de mangas y separadores ciclónicos o ciclones. Estos últimos son muy usados por su simplicidad operativa y su desempeño depende de la caída de presión y el diseño geométrico (Hoffmann & Stein, 2008). Los ciclones tienen como objetivo lograr la recolección mayor de sólidos, de tal forma que evitan pérdidas de producto y contaminación al ambiente. La hidrodinámica en los ciclones representa un flujo que inicia con una entrada tangencial, esto genera un flujo en rotación que desciende debido al efecto geométrico del cono y crea un componente inverso en la velocidad axial, lo cual produce un sistema de doble vórtice permitiendo que el fluido deje el sistema por la parte central superior (Cortés & Gil, 2007).

Los ciclones han sido ampliamente estudiados con simulación CFD debido al efecto de las dimensiones geométricas sobre la hidrodinámica y la eficiencia de recolección. Los análisis bajo simulación CFD han demostrado que: a) el diámetro de la parte cónica es inverso a la caída de presión y la eficiencia de recolección (Chuah *et al.*, 2006; Gimbin *et al.*, 2005), b) el ángulo de la sección de entrada es inverso a la caída de presión y directo a la eficiencia de recolección (Qian & Wu, 2009), c) la longitud del tubo de descarga es proporcional con la caída de presión y la eficiencia de separación (Qian *et al.*, 2006), d) el tamaño del ciclón es proporcional con la caída de presión (Azadi *et al.*, 2010), e) la altura del cuerpo del ciclón es inversa con la eficiencia de recolección (Xiang & Lee, 2005), f) la longitud del cono es directa con la eficiencia e inversa con la caída de presión (Petit *et al.*, 2012) y g) el ancho de la entrada del ciclón es inverso con la caída de presión (Elsayed & Lacor, 2011).

Los trabajos existentes sobre el proceso de secado por aspersión han analizado al secador o al ciclón de forma independiente. Este trabajo engloba el proceso de secado por aspersión con recolección por ciclones y describe el efecto geométrico de los ciclones sobre el desempeño hidrodinámico del secador por aspersión, lo cual no ha sido presentado con anterioridad.

METODOLOGÍA

Este trabajo plantea una aproximación Euleriana-Lagrangiana para el sistema de secado por aspersión con recolección, en la cual el fluido es tratado como una fase continua y las partículas son una fase discreta. La simulación del sistema sigue la metodología de CFD: desarrollo geométrico, malleo y discretización del dominio computacional, declaración de condiciones de frontera y de modelos representativos, y solución numérica. El software FLUENT de ANSYS 14.0 fue la herramienta computacional para desarrollar el análisis. Las siguientes secciones conforman las etapas de esta metodología.

Descripción del sistema

El secador es del tipo concurrente con entrada tangencial de aire caliente. El sistema fue tomado de un proceso real y tiene como dimensiones: alto de la cámara cilíndrica, 3.6 m, diámetro de la cámara cilíndrica, 4.2 m, altura del cono, 2.1 m, diámetro del ducto de salida, 0.57 m y distancia del ducto de salida al punto inferior del cono, 0.67 m. El sistema de recolección es una batería de ciclones, cuyos flujos de entrada y salida están unidos al ducto de salida del secador y al ducto de aire limpio, respectivamente. Las dimensiones de estos ductos son: 0.68 m de diámetro del ducto de aire limpio y 3.39 m de longitud del ducto de aire limpio y 3.54 m de longitud del ducto de salida del secador.

Los separadores ciclones son una parte básica de los equipos gas-sólido, como el caso del secador por aspersión. Estos están agrupados en baterías para aumentar el rendimiento en la recolección (Liu *et al.*, 2014). Los ciclones son clasificados en base a sus dimensiones, en las cuales los parámetros geométricos mantienen una relación con el diámetro. La Tabla 1 resume la relación geométrica de algunos tipos de ciclones usados en la industria, como los de tipo: Lapple, Vibco, Muschelknautz y Tengbergen C. La Figura 1, muestra las imágenes de estos ciclones. Los secadores por aspersión cuentan con ciclones seleccionados en base a la eficiencia, y el efecto de esta sobre el sistema de secado no ha sido descrito previamente. Por lo cual, este trabajo analiza los ciclones de la Tabla 1 y su efecto sobre la operación de un sistema de secado por aspersión. No obstante, la relación geométrica recomendada para un secador por aspersión de leche es (Westergaard, 2004): $D_c/D_s=3$ y $H/D_s=10$, la cual se aproxima al ciclón tipo Tengbergen C.

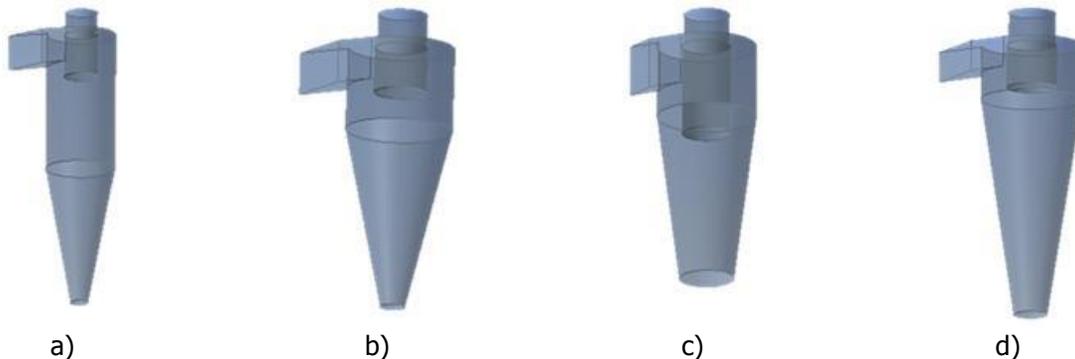


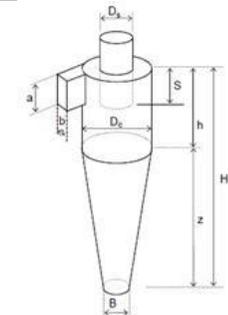
Fig. 1: Tipos de ciclones más usados en la industria: a) ciclón tipo Lapple, b) ciclón tipo Vibco, c) ciclón tipo Muschelknautz y d) ciclón tipo Tangberge C.

Condiciones de frontera y sistema de inyección

El flujo del sistema presentó un régimen turbulento y las condiciones de frontera incluyeron la intensidad de turbulencia (relación de la raíz cuadrada de la suma de los cuadrados de las fluctuaciones de velocidad y la velocidad media, $\sqrt{(\sum u_i^2)/\bar{u}}$) y el diámetro hidráulico del ducto. La entrada de aire caliente fue de 33 m/s, 450 K, 5% de intensidad de turbulencia y 0.01 m de diámetro hidráulico. La salida de aire correspondió a la aspiración

generada por un ventilador centrífugo a -5000 Pa, 5% de intensidad de turbulencia y 0.005 m de diámetro hidráulico. Las descargas de los ciclones fueron frontera del tipo pared al considerar una válvula rotativa cónica que evita la pérdida de vacío en el sistema (Hoffmann & Stein; 2008, Westergaard, 2004). El fluido a secar fue leche con densidad de 1027 kg/m³, capacidad calorífica 3849 J/kgK, tensión superficial de 0.048 N/m y viscosidad aproximada de 0.002314 kg/ms (Frías-Esquivel *et al.*, 2017). La leche fue inyectada a 300 K bajo un sistema de cono sólido desde la parte superior del secador con las siguientes características: ángulo de apertura de 45°, flujo de 2 kg/s, velocidad de 20 m/s en dirección contraria a la gravedad y gotas con diámetro promedio de 50 μm, como lo definió Westergaard (2004). La Figura 2 muestra la vista global y las condiciones de frontera del proceso de secado por aspersión con recolección.

Tabla 1: Relaciones dimensionales de aristas del ciclón respecto al diámetro del ciclón.

Dimensión	A	B	C	D	Imagen representativa
Altura total del ciclón (H)	4.0	2.5	2.4	2.75	
Diámetro de salida (Ds)	0.5	0.4	0.33	0.33	
Altura de salida (S)	0.625	0.433	0.9	0.43	
Altura de la parte cilíndrica (h)	2.0	0.8	0.73	0.55	
Altura de la parte cónica (z)	2.0	1.72	1.68	2.2	
Altura de entrada (a)	0.5	0.4	0.5	0.3	
Ancho de entrada (b)	0.25	0.31	0.15	0.3	
Diámetro de salida de polvo (B)	0.25	0.23	0.55	0.33	

A: ciclón tipo Lapple, B: ciclón tipo Vibco, C: ciclón tipo Muschelknautz y D: ciclón tipo Tengbergen C.

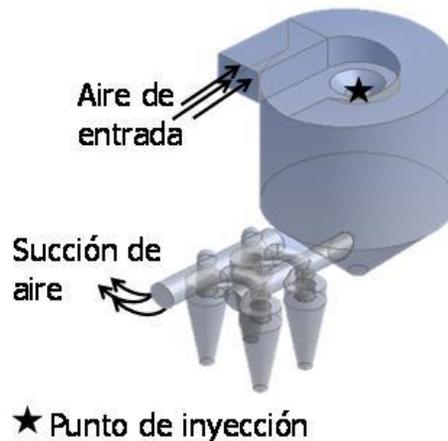


Fig. 2: Vista global del proceso de secado por aspersión con recolección.

Ecuaciones de gobierno

El proceso fue no isotérmico bajo régimen de turbulencia en estado estable, representado por las ecuaciones de continuidad, momentum y energía:

$$\nabla \cdot \rho \mathbf{v} = 0 \tag{1}$$

$$\nabla \cdot \rho \mathbf{v} \mathbf{v} = -\nabla p + \nabla \cdot \mathbf{T} + \rho \mathbf{g} \tag{2}$$

$$\nabla \cdot \mathbf{v}(\rho E + p) = k \nabla \cdot (\nabla \cdot \mathbf{T} + \mathbf{T} \cdot \mathbf{v}) \quad (3)$$

donde ρ es la densidad del fluido, \mathbf{v} es el vector de velocidad, p es la presión, \mathbf{g} es el vector de la aceleración de la gravedad, \mathbf{T} es el tensor de estrés definido por $\mu[(\nabla \mathbf{v} + (\nabla \mathbf{v})^t) - \frac{2}{3}(\nabla \cdot \mathbf{v})\mathbf{I}]$, μ es la viscosidad, E es la energía total definida por $H - p/\rho + v^2/2$, donde H es la entalpía específica del fluido, v es un componente de \mathbf{v} y k es la conductividad térmica del fluido.

El sistema está regido por el fenómeno de turbulencia, el cual es el movimiento irregular de un fluido con presencia de vorticidad y mezclado de capas de velocidad (Davidson, 2015; Wilcox, 2006). Este fenómeno afecta totalmente la transferencia de calor y masa. El modelado de la turbulencia define la velocidad de fluctuación, $u'(u' = u - \bar{u})$, cuya aplicación en la ecuación (2) deriva en el estrés de Reynolds $(\overline{u'u'})$. Este término puede ser determinado bajo la aproximación de Boussinesq como: $\mu_t(\nabla \mathbf{v} + (\nabla \mathbf{v})^t) - \frac{2}{3}(\rho \kappa + \mu_t \nabla \cdot \mathbf{v})\mathbf{I}$, donde μ_t es la viscosidad de turbulencia, κ es la energía cinética de turbulencia y ε es la velocidad de disipación de la turbulencia, los cuales se relacionan como: $\mu_t = \rho \kappa^2 / \varepsilon$ (Sun, 2001). La obtención de estos términos ha generado una gran cantidad de modelos de turbulencia. En este trabajo, el modelo κ - ε Realizable fue aplicado sin efectos de flotación ni compresión y sin generación de κ ni ε (Shih *et al.*, 1995):

$$\nabla \cdot \rho \kappa \mathbf{v} = \nabla \cdot [(\mu + \mu_t / \sigma_\kappa) \nabla \cdot \kappa] - \rho \varepsilon \quad (4)$$

$$\nabla \cdot \rho \varepsilon \mathbf{v} = \nabla \cdot [(\mu + \mu_t / \sigma_\varepsilon) \nabla \cdot \varepsilon] - \rho \varepsilon \mathbf{S} C_1 - \rho \varepsilon^2 C_2 / (\kappa + \sqrt{\mu \varepsilon / \rho}) \quad (5)$$

donde σ_κ y σ_ε son los parámetros para κ y ε con valores de 1.0 y 1.2 respectivamente, C_2 es una constante con valor de 1.9, \mathbf{S} es $\sqrt{(\mathbf{s} \cdot \mathbf{s})}$ con $\mathbf{s} = (\nabla \mathbf{v} + (\nabla \mathbf{v})^t) / 2$ y C_1 es $\max(0.43, \eta / (\eta + 5))$ con $\eta = \mathbf{S} \kappa / \varepsilon$.

Modelado de la fase discreta

La fase discreta correspondió a las gotas de leche inyectadas, las cuales evaporaron y no generaron una partícula sólida. Las gotas inyectadas tuvieron interacción con el aire caliente y sus trayectorias fueron representadas por un balance de fuerzas como:

$$\frac{du_p}{dt} = F_D(\bar{u} - u_p) + g(\rho_p - \rho) / \rho \quad (6)$$

Donde u_p es la velocidad de la partícula, \bar{u} es la velocidad promedio del fluido, ρ_p es la densidad de la partícula y F_D es la fuerza de arrastre por partícula definido como:

$$F_D = \frac{18\mu}{\rho_p d_p^2} \frac{\text{Re} C_D}{24} \quad (7)$$

donde d_p es el diámetro de la partícula, Re es el número de Reynolds relativo, $\rho d_p |u_p - \bar{u}| / \mu$, y C_D es el coeficiente de arrastre que depende del comportamiento de la forma de la gota.

La evaporación de gotas modifica su forma y tamaño, esto es usualmente representado por un factor de distorsión, ξ , con valor de 0 a 1, el cual es aproximado a $x / (C_b r)$ donde x es el desplazamiento de la gota, r es el radio de la esfera sin perturbación y C_b es un parámetro adimensional con valor de 0.5. Bajo esto, el coeficiente de arrastre es aproximado en base al nivel de distorsión que sufre una esfera (Liu *et al.*, 1993): $C_D = C_{DS}(1 + 2.623\xi)$, donde C_{DS} es el coeficiente de arrastre para la esfera obtenido por: $C_{DS} = 0.424$ si $\text{Re} > 1000$ y $C_{DS} = 24(1 + \text{Re}^{3/4} / 6) / \text{Re}$ si $\text{Re} \leq 1000$.

El cálculo de la distorsión de la gota puede seguir varias aproximaciones. En este trabajo, las gotas siguieron la analogía de rompimiento propuesta por Taylor (1963), la cual enuncia que las gotas generan tamaños menores y el valor de C_{DS} cambiará bajo una fuerza oscilatoria. Un balance de fuerzas oscilatorias calcula el desplazamiento de la gota, x , y la distorsión de la gota como (O'Rourke & Amsden, 1987):

$$\frac{d^2x}{dt^2} = \frac{C_F r |u_p - \bar{u}|^2}{C_b r_p r^2} - \frac{C_k \sigma}{r_p r^3} x - \frac{C_d m}{r_p r^2} \frac{dx}{dt} \quad (8)$$

donde σ es la tensión superficial, C_F , C_d y C_k son parámetros adimensionales con valores de 8, 5, y 1/3 respectivamente (Lamb, 1945; Liu *et al.*, 1993). El rompimiento de la gota existirá en un instante i si se cumple la siguiente restricción (O'Rourke & Amsden, 1987):

$$\frac{C_F}{C_k C_b} We_i + \sqrt{\left(\xi_i - \frac{C_F}{C_k C_b} We_i \right)^2 + \frac{1}{\omega^2} \left(\frac{d\xi}{dt} \right)_i} > 1 \quad (9)$$

donde ω es la frecuencia de oscilación de las gotas, definida por $C_k \sigma / (\rho_p r^3) - C_d^2 \mu^2 / (2 \rho_p r^2)^2$, y We es el número de Weber que relaciona las fuerzas aerodinámicas y las fuerzas de tensión superficial, $\rho u^2 r / \sigma$.

La evaporación de la gota es calculada bajo balances de materia y energía en estado transitorio. El cambio de temperatura de la gota consideró solo la resistencia convectiva bajo el modelo:

$$m_p C_p \frac{dT_p}{dt} = hA(T - T_p) \quad (9)$$

donde T_p es la temperatura de la gota, T es la temperatura del medio continuo, A es el área superficial de la gota, C_p es la capacidad calorífica de la gota, h es el coeficiente convectivo obtenido por el modelo de Ranz y Marshall (1952), $Nu = 2 + 0.6 Re^{0.5} Pr^{1/3}$, con Nu como el número de Nusselt, Pr el número de Prandtl y m_p es la masa de la gota obtenida por el balance de masa:

$$\frac{dm_p}{dt} = - N_p M_w A \quad (10)$$

donde M_w es el peso molecular de la especie evaporada y N_p es el flux molar de vaporización obtenido por la correlación (Ranz & Marshall, 1952): $Sh = 2 + 0.6 Re^{0.5} Sc^{1/3}$, con Sh como el número de Sherwood y Sc como el número de Schmidt. La especie vaporizada, agua, presenta efecto difusivo en el medio continuo, este fenómeno es modelado por la ecuación de especies:

$$\nabla \cdot \rho \mathbf{v} Y_i = \nabla \cdot (\rho D_i \nabla Y_i) \quad (11)$$

Donde D_i es la difusividad y se obtiene con la ecuación de Chapman-Enskog a la temperatura promedio entre la fase dispersa y el medio continuo.

ESTRATEGIA DE SOLUCIÓN USANDO CFD

Esta sección describe las etapas aplicadas para analizar el comportamiento del sistema de secado por aspersion. Las geometrías de los diversos ciclones fueron sometidas a la generación de una malla, cuyos elementos volumétricos permiten el cálculo espacial de las ecuaciones de la sección anterior. Esto genera un sistema de ecuaciones algebraicas, el cual es resuelto bajo los algoritmos existentes en FLUENT.

Discretización del sistema

La discretización del sistema correspondió a una topología de malla tetrahédrica bajo: a) suavizado medio en la generación de nodos, b) transición rápida en el crecimiento de elementos y c) ángulo centrales refinados para un mejor ajuste de los elementos a geometrías curvas. El número de elementos fue un promedio de 250,000, después de realizar una prueba de independencia de malla para el ciclón tipo Lapple. Esta prueba comparó la fracción másica de agua obtenida para las mallas de 130,086, 250,260 y 333,589 elementos sin mostrar cambio significativo entre las dos últimas. La calidad de la malla generada fue cuantificada por los principios de: calidad ortogonal, distorsión y relación de aspecto. La calidad ortogonal indica la relación de la distancia del centroide de los vectores ortogonales del elemento con respecto a la distancia del centroide de la celda. El valor de calidad ortogonal deseado es cercano a 1. La distorsión de los elementos se refiere la cercanía del tamaño del elemento al tamaño óptimo del elemento en circunferencia. El valor de distorsión deseado es cercano a 0. La relación de aspecto es la relación entre la longitud del lado más largo y la longitud del lado más corto de la celda. En este caso, los valores menores a 40 son recomendados. La Tabla 2 resume la cantidad de elementos y valores de calidad de malla para los distintos ciclones.

Tabla 2: Resumen de la cantidad de elementos y valores de la calidad de malla.

Medición	A	B	C	D
Elementos	250,260	245,999	256,521	254,959
Calidad ortogonal	0.813	0.81	0.814	0.811
Distorsión	0.329	0.336	0.328	0.336
Relación de aspecto	2.08	2.09	2.08	2.09

A: ciclón tipo Lapple, B: ciclón tipo Vibco, C: ciclón tipo Muschelknautz y D: ciclón tipo Tengbergen C.

Solución numérica

La fase discreta interactuó con la fase continua y la trayectoria de las partículas se consideró bajo un esquema transitorio con 10 pasos de 0.0001 s. La fase discreta fue calculada cada 500 iteraciones de la fase continua, en la cual las ecuaciones diferenciales ordinarias se resolvieron bajo los métodos trapezoidal e implícito para los esquemas de bajo y alto orden respectivamente. El sistema fue resuelto bajo el algoritmo basado en la corrección de la presión en un esquema acoplado, es decir las ecuaciones de momentum y masa se resuelven simultáneamente corrigiendo y prediciendo la presión y después las ecuaciones de energía, especies y turbulencia son resueltas secuencialmente. La interpolación geométrica, para el cálculo de las variables en las paredes de las celdas a partir de los nodos, siguió las aproximaciones: a) igual valor nodo-pared para las ecuaciones de turbulencia y b) reconstrucción lineal para el resto de las ecuaciones. Los gradientes fueron calculados bajo una variación lineal de la solución hacia los valores de las celdas. La solución global aplicó una aproximación pseudo-transitoria bajo relajación.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

La velocidad dentro de la cámara de secado y los ductos de aire presentó similitud entre los cuatro casos, el comportamiento correspondió a un efecto ciclón debido a la entrada tangencial del aire. En las paredes, los casos presentaron una velocidad cercana a 30 m/s y en el ducto de descarga se obtuvo una aceleración debido al estrechamiento. La Figura 3 compara con un plano el perfil de velocidad de los cuatro casos. Una descripción detallada fue obtenida con líneas de corriente que se muestran en la Figura 4. La presión fue uniforme en toda la cámara de secado y presentó perfiles en los ductos. El ciclón tipo Muschelknautz contó con la menor altura, lo que se vio reflejado en la mayor presión dentro de la cámara de secado. La Figura 5 presenta los perfiles de presión para los cuatro casos.

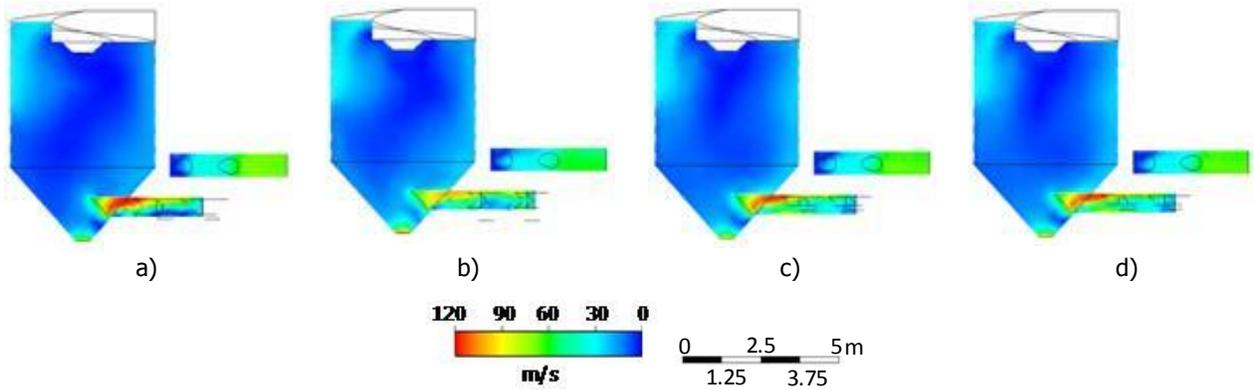


Fig. 3: Perfil de velocidad del sistema bajo los distintos ciclones: a) Lapple, b) Muschelknautz, c) TengbergenC y d) Vibco.

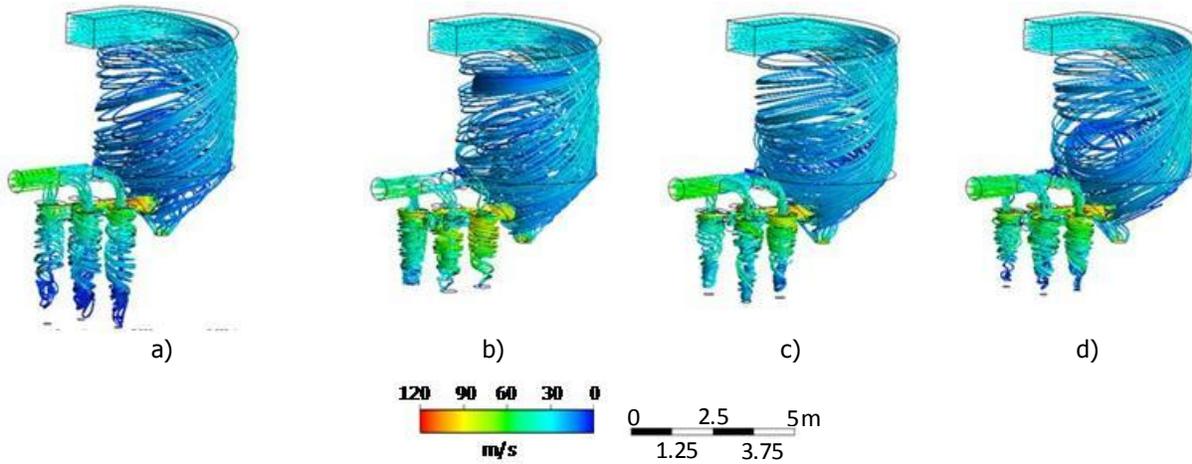


Fig. 4: Líneas de corriente del sistema bajo los distintos ciclones: a) Lapple, b) Muschelknautz, c) TengbergenC y d) Vibco.

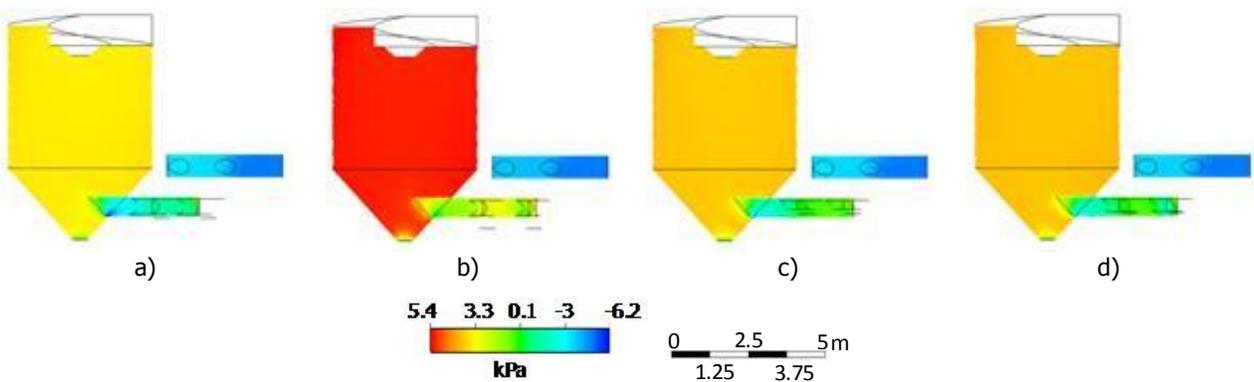


Fig. 5: Perfil de presión del sistema bajo los distintos ciclones: a) Lapple, b) Muschelknautz, c) TengbergenC y d) Vibco.

La temperatura y la fracción másica de vapor de agua presentaron una relación inversa, la cual fue producto de la evaporación de las gotas. Esto generó dentro del secador una región cercana a la inyección, la cual presentó la disminución de temperatura y el aumento de la fracción másica de vapor de agua. El ciclón tipo Vibco presentó la menor temperatura en la región de vaporización. Las Figuras 6 y 7 presentan los perfiles de temperatura y fracción másica de vapor de agua para los cuatro casos.

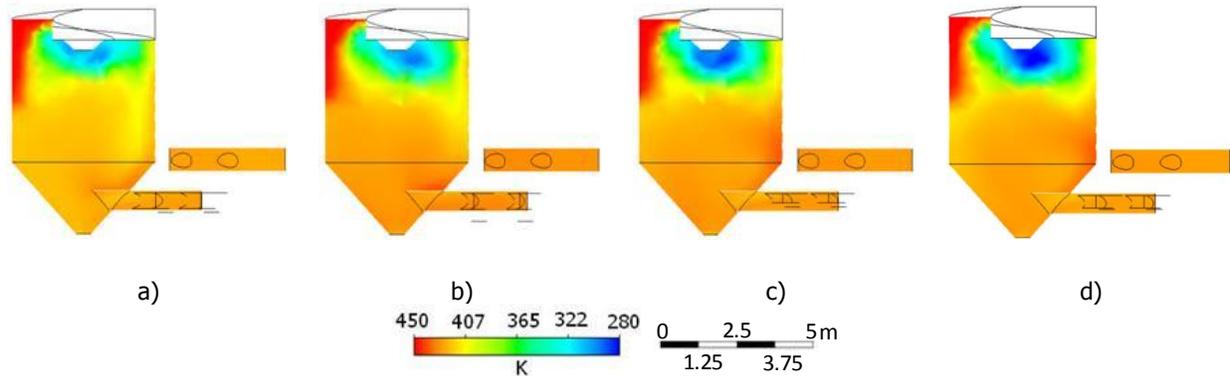


Fig. 6: Perfil de temperatura del sistema bajo los distintos ciclones: a) Lapple, b) Muschelknautz, c) TengbergenC y d) Vibco.

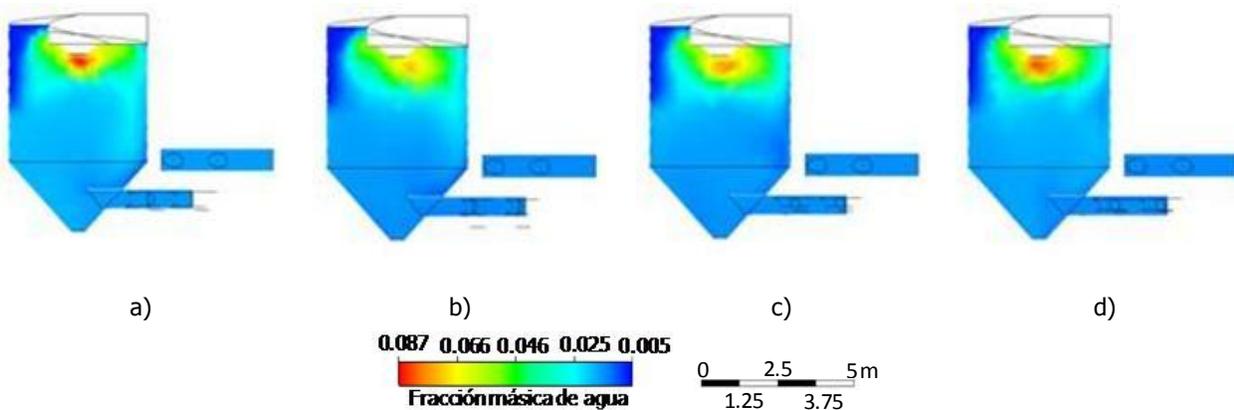


Fig. 7: Perfil de fracción másica de agua del sistema bajo los distintos ciclones: a) Lapple, b) Muschelknautz, c) Tengbergen C y d) Vibco.

La reducción de la formación de costra es posible cuando las paredes del secador no presentan humedad. En este caso, el ciclón más conveniente es aquel con resultados de fracción másica de vapor de agua (humedad) menor en las paredes. Los resultados de fracción másica de vapor de agua sobre la pared del secador por aspersión fueron obtenidos bajo una región con valor menor a 0.017. A través de esta estrategia un área fue obtenida y medida. La Figura 8 representa el área húmeda con fracción másica de vapor menor a 0.017. Asimismo, un iso-volumen con el valor de 0.021 de fracción másica de vapor de agua representó la zona donde una nube de vapor existe dentro del secador. La Figura 9 muestra los iso-volumenes de todos los casos. En ambos casos, el ciclón Tengbergen C presentó los menores valores, por lo cual es considerado el ciclón adecuado para este proceso.

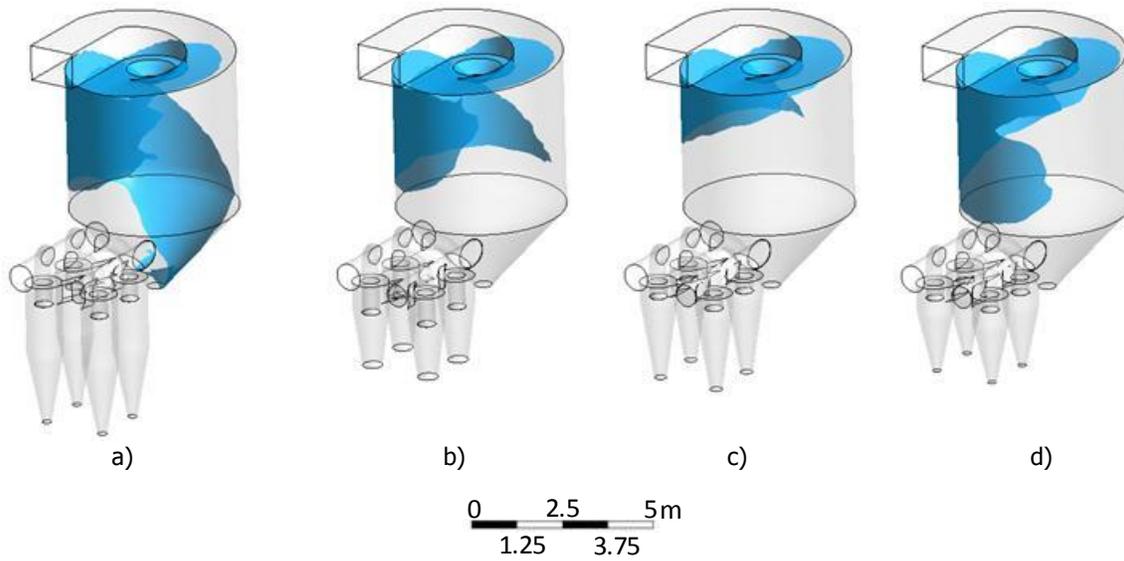


Fig. 8: Pared de secador con fracción másica de agua mayor a 0.017 para los ciclones y áreas de: a) Lapple, 37.34m², b) Muschelknautz, 27.51 m², c) Tengbergen C, 20.04 m² y d) Vibco, 29.02 m².

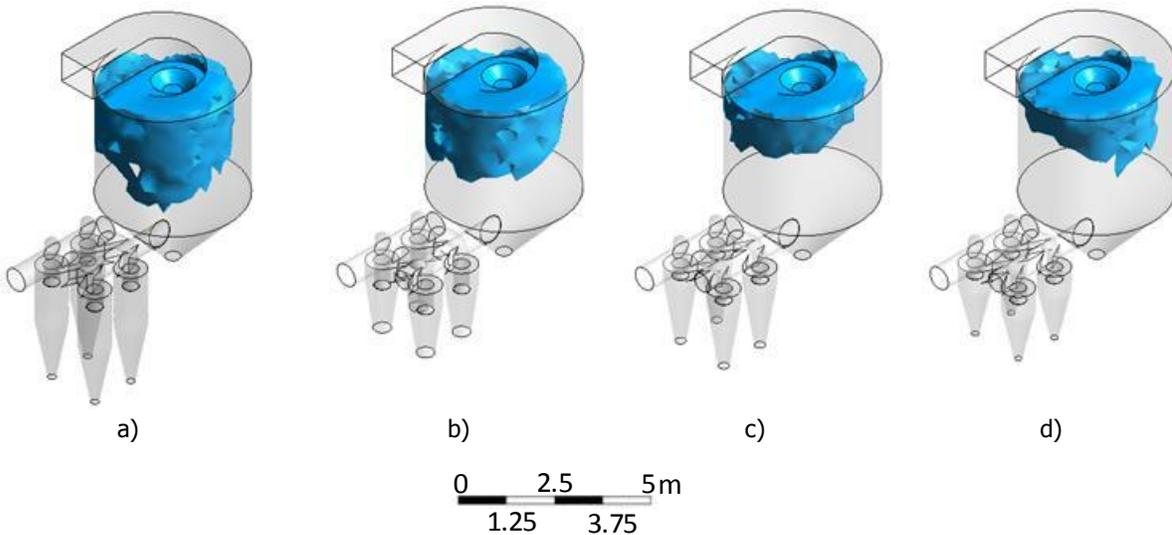


Fig. 9: Pared de secador con fracción másica de agua mayor a 0.021 para los ciclones y áreas de: a) Lapple, 15.71 m³, b) Muschelknautz, 14.68 m³, c) Tengbergen C, 13.02 m³ y d) Vibco, 13.07 m³.

CONCLUSIONES

La técnica de CFD permitió un análisis detallado del comportamiento hidrodinámico de la evaporación de gotas dentro de un secador por aspersión. Los resultados indicaron el efecto de la evaporación sobre la temperatura y la generación de una nube de vapor de agua. Las pruebas con varios tipos de ciclones definieron al ciclón Tengbergen C como el más adecuado debido a su proporción geométrica, esto se basó en determinar la menor área de paredes mojadas y el menor volumen de la nube de vapor de agua acumulada en el interior del secador por aspersión.

AGRADECIMIENTOS

Los autores agradecen el apoyo brindado por el CONACyT y el Tecnológico Nacional de México (proyecto 5844.16-P).

REFERENCIAS

1. Azadi, M., Azadi, M. & Mohebbi, A. (2010). A CFD study of the effect of cyclone size on its performance parameters. *Journal of Hazardous Materials*, 182 (1-3), 835-841.
2. Barbosa-Cánovas, G. & Vega-Mercado, H. (2000). *Deshidratación de alimentos*. Acribia S.A., Zaragoza, España.
3. Cortés, C. & Gil, A. (2007). Modeling the gas and particle flow inside cyclone separators. *Progress in Energy and Combustion Science*, 33 (5), 409-452.
4. Chuah, T.G., Gimbin, J. & Choong, T.S.Y. (2006). A CFD study of the effect of cone dimensions on sampling aerocyclones performance and hydrodynamics. *Powder Technology*, 162 (2), 126-132.
5. Davidson, P.A. (2015). *Turbulence: an introduction for scientists and engineers*. Oxford University Press, Oxford, UK.
6. Elsayed, K. & Lacor, C. (2011). The effect of cyclone inlet dimensions on the flow pattern and performance. *Appl. Math Modelling*, 35, 1952-1968.
7. Fletcher, D.F., Guo, B., Harvie, D.J.E., Langrish, T.A.G., Nijdam, J.J. & Williams, J. (2006). What is important in the simulation of spray dryer performance and how do current CFD models perform? *Applied Mathematical Modelling*, 30 (11), 1281-1292.
8. Frías-Esquivel, J., González-Alatorre, G., Díaz-Ovalle, C.O., Lesso-Arroyo, R. & Ramos-Ojeda, E. (2017). Hydrodynamic analysis of the falling-film formation in evaporators using CFD simulation. *Food and Bioproducts Processing*, 101, 56-67.
9. Gabites, J.R., Abrahamson, J. & Winchester, J.A. (2010). Air flow patterns in an industrial milk powder spray dryer. *Chemical Engineering Research and Design*, 88 (7), 899-910.
10. Gimbin, J., Chuah, T.G., Choong, T.S.Y. & Fakhru'l-Razi, A. (2005). Prediction of the effects of cone tip diameter on the cyclone performance. *Journal of Aerosol Science*, 36 (8), 1056-1065.
11. Harvie, D.J.E., Langrish, T.A.G. & Fletcher, D.F. (2002). A Computational Fluid Dynamics Study of a Tall-Form Spray Dryer. *Food and Bioproducts Processing*, 80 (3), 163-175.
12. Hoffmann, A.C. & Stein, L.E. (2008). *Gas cyclones and swirl tubes. Principles, design and operation*. Springer-Verlag Berlin Heidelberg.
13. Huang, L.X., Kumar, K. & Mujumdar, A.S. (2006). A comparative study of a spray dryer with rotary disc atomizer and pressure nozzle using computational fluid dynamic simulations. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 45 (6), 461-470.
14. Ibarz, A. & Barbosa-Cánovas, G.V. (2002). *Unit operations in food engineering*. CRC Press.

15. Jin, Y. & Chen, X.D. (2011). Entropy production during the drying process of milk droplets in an industrial spray dryer. *International Journal of Thermal Sciences*, 50 (4), 615-625.
16. Keshani, S., Daud, W.R.W., Nourouzi, M.M., Namvar, F. & Ghasemi, M. (2015). Spray drying: An overview on wall deposition, process and modeling. *Journal of Food Engineering*, 146, 152-162.
17. Lamb, H. (1945). *Hydrodynamics*. Dover Publications.
18. Langrish, T.A.G. & Fletcher, D.F. (2003). Prospects for the Modelling and Design of Spray Dryers in the 21st Century. *Drying Technology*, 21 (2), 197-215.
19. Langrish, T.A.G. & Kockel, T.K. (2001). The assessment of a characteristic drying curve for milk powder for use in computational fluid dynamics modelling. *Chemical Engineering Journal*, 84(1), 69-74.
20. Liu, A.B., Mather, D. & Reitz, R.D. (1993). Modeling the effects of drop drag and breakup on fuel sprays. *SAE Technical Paper 930072*, doi:10.4271/930072.
21. Liu, F., Chen, J., Zhang, A., Wang, X. & Dong, T. (2014). Performance and flow behavior of four identical parallel cyclones. *Separation and Purification Technology*, 134 (0), 147-157.
22. Nijdam, J.J., Guo, B., Fletcher, D.F. & Langrish, T.A.G. (2006). Lagrangian and Eulerian models for simulating turbulent dispersion and coalescence of droplets within a spray. *Applied Mathematical Modelling*, 30(11), 1196-1211.
23. O'Rourke, P.J. & Amsden, A.A. (1987). *The TAB method for numerical calculation of spray droplet breakup*. In: 1987 SAE International Fall Fuels and Lubricants Meeting and Exhibition SAE International.
24. Oakley, D.E. (1994). Scale-up of spray dryers with the aid of computational fluid dynamics. *Drying Technology*, 12 (1-2), 217-233.
25. Oakley, D.E. & Bahu, R.E. (1993). Computational modelling of spray dryers. *Computers & Chemical Engineering*, 17, S493-S498.
26. Petit, H.A., Pico, L.O. & Barbosa, M.R. (2012). Influence of the cyclone cone length on flow variables. *Avances en Ciencias e Ingeniería*, 3 (3), 103-118.
27. Qian, F. & Wu, Y. (2009). Effects of the inlet section angle on the separation performance of a cyclone. *Chemical Engineering Research and Design*, 87(12), 1567-1572.
28. Qian, F., Zhang, J. & Zhang, M. (2006). Effects of the prolonged vertical tube on the separation performance of a cyclone. *Journal of Hazardous Materials*, 136 (3), 822-829.
29. Ranz, W.E. & Marshall, W.R. (1952). Vaporation from drops, Part I. *Chemical Engineering Progress*, 48 (3), 141-146.
30. Schmitz-Schug, I., Kulozik, U. & Foerst, P. (2016). Modeling spray drying of dairy products – Impact of drying kinetics, reaction kinetics and spray drying conditions on lysine loss. *Chemical Engineering Science*, 141, 315-329.
31. Shih, T.-H., Liou, W.W., Shabbir, A., Yang, Z. & Zhu, J. (1995). A new k-ε eddy-viscosity model for high Reynolds number turbulent flows- Model development and validation. *Computers Fluids*, 24 (3), 227-238.

32. Sun, D.-W., ed. (2001). *Computational Fluid Dynamics*. CRC Press, Taylor & Francis Group.
33. Taylor, P.B. (1963). *The shape and acceleration of a drop in a high speed air stream, technical report*. En: The scientific papers of G.I. Taylor, Batchelor, G.K., ed.
34. Westergaard, V. (2004). *Tecnología de la leche en polvo. Evaporación y secado por atomización*. Niro A/S, Copenhagen.
35. Wilcox, D.C. (2006). *Turbulence Modeling for CFD*. DCW Industries Inc.
36. Xiang, R.B. & Lee, K.W. (2005). Numerical study of flow field in cyclones of different height. *Chemical Engineering and Processing: Process Intensification*, 44 (8), 877-883.

