

# MODELADO DE SECADEROS DE ORUJO

F.Castaño, F.R. Rubio, J.Holgado

Depto. de Ingeniería de Sistemas y Automática. Escuela Superior de Ingenieros. Universidad de Sevilla  
Camino de los Descubrimientos, s/n – 41092 Sevilla (Spain)  
{fernando, rubio}@cartuja.us.es

## Resumen

*En este trabajo se presenta la problemática que plantea el secado de orujo de aceituna de dos fases y se propone un modelo de secadero industrial que permita el desarrollo posterior de distintas estrategias de control. El modelo está basado en las ecuaciones diferenciales que gobiernan los distintos procesos físicos involucrados, especialmente el proceso de evaporación del agua contenida en sólidos. La implementación del modelo se ha realizado en Dymola dadas las buenas características que presenta este simulador.*

**Palabras clave:** modelado, simulación, secadero de orujo, Dymola

## 1 INTRODUCCIÓN

El proceso de producción de aceite de oliva a partir de la aceituna genera un residuo sólido húmedo, llamado orujo, que contiene aún cierta cantidad de aceite que puede ser extraído si previamente es tratado en un proceso de secado.

En la actualidad para el proceso de producción de aceite a partir de aceituna se utiliza el denominado sistema de dos fases que ha venido a sustituir al utilizado hasta finales de los ochenta denominado sistemas de tres fases, que consistía en que una vez triturada la aceituna y acondicionada con agua, la pasta resultante era sometida a una centrifugación que permitía obtener tres corrientes: aceite, orujo y alpechín (fase acuosa), este último fuertemente contaminante por su alta demanda de oxígeno ya que está compuesto de agua de vegetación de la aceituna, el agua aportada, sustancias hidrosolubles, así como sólidos en suspensión.

La necesidad de eliminar esta fase tan contaminante obligó a modificar, por una parte, las condiciones de centrifugación, y por otra, el aporte de agua adicional, produciéndose sólo dos corrientes de salida (dos fases): aceite y orujo, incorporando este último todos los componentes que formaban el alpechín.

El orujo obtenido con las técnicas actuales presenta como características principales un alto gra-

do de humedad (del orden del 60% frente al 40% que presenta el orujo de tres fases) además incorpora sustancias como sólidos finos y azúcares, presentando un alto grado de fluidez que dificulta su almacenamiento y transporte. No obstante, el mayor problema que se presenta es el secado. Las plantas extractoras actuales tienen instalados secaderos rotatorios (tipo tromel) que fueron diseñados para el secado del orujo de tres fases teniendo en cuenta sus características de humedad, granulometría, fluidez, etc. En estos secaderos, alimentando con orujo de tres fases, se obtiene como salida un producto con una gran uniformidad en la humedad de las partículas y bien disgregado, de forma que presenta unas buenas condiciones para la extracción del aceite con disolventes.

Sin embargo, la utilización de estos secaderos para secar el orujo de dos fases presenta la siguiente problemática, por un lado, el aumento de la humedad del sólido en la entrada exige una mayor cantidad de energía a aportar debido al aumento de la cantidad de agua a evaporar por unidad de masa de producto seco, ello supone un mayor gasto de combustible en la producción de gas de secado. Por otra parte, el aumento de temperatura que experimenta el sólido durante el secado térmico, unido a la mayor cantidad de azúcares que contiene, da lugar a la aparición de un producto pegajoso que aglomera las partículas de sólido dificultando la operación de secado. El sólido tiende a agregarse formando partículas de mayor tamaño y empeorando en consecuencia el contacto gas-sólido disminuyendo así el rendimiento de la operación. Por último, el sólido con estas características se adhiere fácilmente a las superficies interiores del secadero, principalmente en la zona de alimentación y entrada de gases calientes, entorpeciendo el paso del mismo y aumentando el riesgo de incendio. Todo ello supone que en la práctica se deba llevar un control más estricto de la temperatura, ya que se podrá trabajar eficientemente en un rango de temperaturas alto y muy limitado, por otra parte se debe llevar también un control más exigente de la alimentación de producto húmedo, ya que un exceso de éste lleva a que se adhiera a las paredes de forma más fácil.

Por lo comentado en el párrafo anterior, se hace necesaria la automatización del proceso y el diseño estrategias de control que permitan operar cercanos a puntos de trabajo donde no aparezcan, o se minimicen, los problemas tratados, así como la posibilidad de optimizar la producción. Para ello, el ingeniero de control necesita un modelo que le permita simular de forma segura y fiable la evolución de la planta completa.

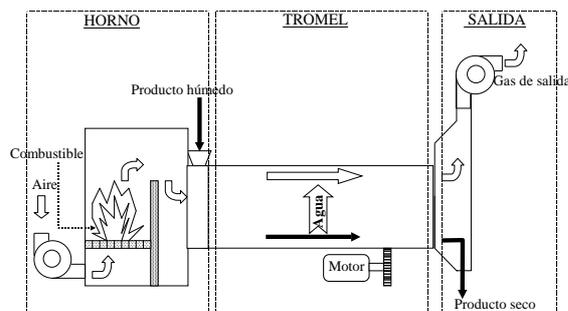


Figura 1: Secadero rotatorio

## 2 DESCRIPCIÓN DE LA PLANTA

Un secadero rotatorio consta de tres partes principales (fig. 1): el horno que tiene como fin generar el calor suficiente elevar la temperatura de una corriente de gas (entre  $500^{\circ}\text{C}$  y  $750^{\circ}\text{C}$ ), el tambor o tromel que se encarga de mover y voltear el material dentro de la corriente gaseosa facilitando el contacto sólido-gas lo que permite un proceso de evaporación más acelerado, y por último, la zona de salida, donde, por una parte, se recoge el producto seco, y por otra, se evacúan los gases húmedos.

En la mayoría de los secaderos instalados en las extractoras la alta temperatura del gas se consigue quemando combustible sólido, debido a razones económicas principalmente, ya que este combustible llamado “orujillo” es el producto residual obtenido tras el proceso de extracción del aceite al orujo.

La instalación del horno está formada por una cámara de combustión que dispone de una serie de parrillas donde se quema el sólido, una tolva de combustible que almacena el orujillo y alimenta a la cámara de combustión mediante un tornillo sinfín movido por un motor (sobre el que se puede actuar con un variador de velocidad), y uno o varios ventiladores de tiro forzado para la

alimentación de aire primario (éstos funcionan de forma fija sin ningún control de velocidad).

Hay que comentar que, desde el punto de vista de control, una instalación con este tipo de horno presenta una problemática adicional debido, precisamente, al uso de combustible sólido. Por un lado, el propio combustible utilizado presenta unas características variables en cuanto a composición, distribución granulométrica y humedad que influyen de forma importante en la temperatura de los gases generados y sobre todo en el tiempo empleado en comenzar y completar la combustión. Por otra parte, aunque la alimentación del combustible sólido sea constante no lo es la temperatura obtenida debido a que la combustión no se realiza de forma regular, como en el caso de un líquido o un gas, sino que presenta oscilaciones irregulares. La explicación de este hecho es que el sólido no se quema a medida que se introduce en el horno, sino que se va acumulando formando montículos de material sobre las parrillas. En estos montículos el material de la parte externa realiza una combustión completa, a diferencia de lo que ocurre con el material de la parte interna que adquiere una temperatura alta, elimina su humedad pero no entra en combustión por la falta de oxígeno; cuando estos montículos adquieren cierto tamaño se desmoronan favoreciendo el contacto con el oxígeno y ocasionando un gran desprendimiento de calor en una combustión rápida. Por último, cabe mencionar que los operarios de la planta deben retirar las cenizas generadas cada cierto tiempo, lo que supone una perturbación importante al abrir vías de aire adicionales a la corriente primaria.

En resumen, las características que presenta el horno son, por una parte, un retardo puro difícil de estimar, lo que significa una incertidumbre en el tiempo muerto, y por otra, grandes oscilaciones de la temperatura de salida debido al proceso de combustión de un sólido, que en la práctica son imposibles de atenuar en este tipo de hornos. Todo ello obligará a usar en el lazo de control de temperatura del horno un controlador sintonizado de forma bastante conservadora y con tiempo de respuesta lentos.

En cuanto al tambor o tromel está compuesto por un cilindro hueco de unos 2.5 metros de diámetro y tiene una longitud de unos 30 m de largo, está apoyado sobre unos rodamientos de forma presenta una pequeña inclinación con la horizontal para facilitar el movimiento del material a través del mismo. El tromel gira sobre su eje movido por un motor con una potencia superior a 100 Kw con una velocidad angular en torno a 6 rpm. En la parte interna dispone de una serie de palas sol-

dadas para favorecer volteo del material y permitir así un mejor contacto entre el sólido y la corriente gaseosa. A la salida del tromel el material sólido se recoge en un redler y la parte gaseosa pasa a los ciclones que eliminan el polvo que pudiera llevar en suspensión. Por último, en la chimenea de salida existe un ventilador de tiro inducido que es el principal responsable de generar la corriente de gas que atraviesa el tromel.

### 3 ECUACIONES DINÁMICAS DEL MODELO

#### 3.1 Modelo básico de combustión (horno)

El estudio de un modelo riguroso del horno obligaría a hacer un análisis de la muestra del combustible empleado, así como del rendimiento (pérdidas por inquemados, contenido de cenizas en humos, pérdidas de calor con convección-radiación, etc). El rendimiento del proceso se incluye en el modelo como parámetro cuando realmente debería ser función del exceso de aire introducido. En la práctica la posición del damper, válvula que controla el flujo de aire para la combustión, se mantiene fija porque se considera que aunque se varíe ligeramente la masa de combustible quemada hay un exceso de aire suficiente como para que la combustión tenga lugar normalmente y con el mismo rendimiento.

La humedad del orujillo empleado como combustible es del orden de 0.15 Kg agua/Kg sólido. La composición para cada Kg de orujillo seco es: 0.53 C, 0.34 O, 0.07 H, y el 0.06 restante queda en forma de cenizas. El calor desprendido en la combustión completa es el poder calorífico superior. Para el caso del orujillo, sin azufre en su composición, será función del contenido de carbono, oxígeno e hidrógeno. En la práctica, el calor de vaporización del agua contenida en el combustible y de la generada en la propia combustión (oxidación del hidrógeno) no es recuperable ya que no se llega a condensar el vapor de los humos, y por tanto, su calor de vaporización se pierde. Este calor técnicamente recuperable de los gases de combustión es el poder calorífico inferior, que en el caso del orujillo es del orden de 16720 KJ/Kg sólido húmedo.

La notación empleada es la siguiente:

$V$ : Volumen de la cámara de combustión ( $m^3$ )

$MG$ : Masa de gas contenida dentro de la cámara (Kg gas)

$Ta$ : Temperatura ambiente ( $^{\circ}C$ )

$T$ : Temperatura de salida ( $^{\circ}C$ )

$Ya$ : Humedad del ambiente (Kg vapor/Kg aire seco)

$Y$ : Humedad de los gases de combustión (Kg vapor/Kg gas seco)

$FGa$ : Flujo másico de aire seco a la entrada (Kg aire seco/s)

$FG$ : Flujo másico de gas seco a la salida (Kg gas seco/s)

$Fcomb$ : Flujo másico de combustible (Kg/s)

$Hp$ : Poder calorífico del orujillo (KJ/Kg comb. húmedo)

$\eta$ : Rendimiento de la combustión (estimado en 0.9)

$b$ : Fracción húmeda del combustible (Kg agua/Kg comb. húmedo)

$R$ : Constante de los gases ideales

$Cp_g$ : Calor específico del gas de salida (KJ/Kg  $^{\circ}C$ )

$Cp_{ga}$ : Calor específico del aire ambiente (KJ/Kg  $^{\circ}C$ )

$Cp_h$ : Calor específico del vapor del gas de salida (KJ/Kg  $^{\circ}C$ )

$Cp_{ha}$ : Calor específico del vapor del aire ambiente (KJ/Kg  $^{\circ}C$ )

El flujo de gas de salida y su contenido de humedad depende directamente de la composición del combustible. Así, el flujo generado será  $0.94 \cdot Fcomb \cdot \eta \cdot (1 - b)$  ya que el 0.06 restante sale en forma de cenizas. En cuanto al agua generada en la reacción, por cada 2 Kg de hidrógeno del orujillo se formarán 18 Kg de agua.

Las ecuaciones que describen el modelo básico son:

- *Conservación de la masa de gas :*

$$\frac{\partial(MG)}{\partial t} = FGa - FG + Fcomb \cdot 0.94 \cdot \eta \cdot (1 - b) \quad (1)$$

- *Conservación de la energía :*

$$Cp_g(T \frac{\partial(MG)}{\partial t} + MG \frac{\partial T}{\partial t}) = Fcomb \cdot Hp \cdot \eta + FGa(Cp_{ga} + Ya \cdot Cp_{ha})Ta - FG(Cp_g + Y \cdot Cp_h)T \quad (2)$$

- *Ecuación de los gases ideales :*

$$MG = V \cdot \frac{29 \cdot 18 \cdot (1 + Y)}{18 + 28 \cdot Y} \frac{P}{R \cdot (T + 273)} \quad (3)$$

- Ecuación de la fracción seca de la humedad del gas :

$$Y = \frac{Ya \cdot FGa + Fcomb \cdot b}{FG} + \frac{Fcomb \cdot 0.07\eta(1 - b) \cdot 18/2}{FG} \quad (4)$$

### 3.2 Modelos de evaporación (tromel)

Antes de comenzar a describir las ecuaciones diferenciales que determinan el comportamiento del sistema conviene puntualizar algunos aspectos específicos de los procesos físicos que tienen lugar. En el proceso de secado intervienen por un lado el material sólido que porta cierta cantidad de agua que se pretende que disminuya, y por otro lado, el gas o aire que presenta inicialmente una cantidad baja de vapor de agua. Al poner en contacto estos elementos en unas condiciones de presión y temperatura dadas, se llega a un nuevo estado de equilibrio donde parte del agua cambia de estado pasando de estar mezclada con el sólido a formar parte de gas. Existe, por lo tanto, un flujo de agua de evaporación que dependerá para cada instante del material sólido y del gas, de las humedades relativas, de la superficie de contacto, de la temperatura y presión.

Para hacer viable a nivel industrial el secado como un proceso continuo es necesario alcanzar flujos de evaporación grandes (Liptak, 1998). En los secaderos rotativos esto se consigue mediante tres actuaciones combinadas, la primera es incrementando la temperatura (aportando energía al proceso con el gas de salida del horno), la segunda es renovando el gas en contacto con el sólido mediante la corriente que genera el ventilador de tiro inducido situado en la chimenea, y la tercera es favoreciendo el contacto sólido-gas mediante el volteo del material propiciado por el giro del tromel.

En el planteamiento de las ecuaciones que rigen el proceso de secado continuo hay que tener en cuenta ciertas hipótesis que permitirán simplificar su estudio, entre otras, se considerará que la transmisión de calor tiene lugar principalmente por conducción-convección y prevalecen las condiciones adiabáticas, es decir, se despreciarán la transmisión de energía con el exterior. A lo largo del secadero se van a dar fuertes gradientes tanto de concentraciones como de temperaturas, ello obligará a trabajar con un modelo de parámetros distribuidos, es decir, se va a dividir el tromel en un número finito de elementos volumétricos dispuestos en serie y se aplicarán a cada elemento ecuaciones de conservación.

La notación empleada es la siguiente:

*FS*: Flujo másico de sólido seco que atraviesa la sección(Kg sól. seco/s)

*MS*: Masa de sólido seco contenida en la sección(Kg sól. seco)

*FA*: Flujo másico de agua contenida en el sólido que atraviesa la sección(Kg agua/s)

*MA*: Masa de agua contenida en el sólido que atraviesa la sección(Kg agua)

*FG*: Flujo másico de gas seco que atraviesa la sección(Kg gas seco/s)

*MG*: Masa de gas seco que atraviesa la sección(Kg gas seco)

*FH*: Flujo másico de vapor contenido en el gas que atraviesa la sección(Kg vapor/s)

*MH*: Masa de vapor contenida en el gas que atraviesa la sección(Kg vapor)

*TG*: Temperatura de la corriente gaseosa (°C)

*TS*: Temperatura del sólido (°C)

*X*: Humedad del sólido en base seca (Kg agua/Kg sól.seco)

*BH*: Humedad del sólido en base húmeda(Kg agua/Kg sól.húmedo)

*Y*: Humedad del gas en base seca(Kg vapor/Kg gas seco)

*W*: Flujo de agua evaporada (Kg agua/s)

*C<sub>ps</sub>*: Calor específico del sólido (1.58 KJ/Kg °C)

*C<sub>pa</sub>*: Calor específico del agua (4.18 KJ/Kg °C)

*C<sub>pg</sub>*: Calor específico a presión constante del gas seco(KJ/Kg °C)

*C<sub>ph</sub>*: Calor específico a presión constante del vapor de agua(KJ/Kg °C)

*H*: Entalpía del vapor (KJ)

*λ*: Calor latente de vaporización evaluado a 0°C (KJ/Kg)

*U*: Coeficiente de transferencia de calor por unidad de volumen de secadero (KW/m<sup>3</sup>)

*V*: Volumen de cada sección (m<sup>3</sup>)

*ρ<sub>s</sub>*: Densidad del sólido seco (Kg/m<sup>3</sup>)

*vg*: Velocidad del gas seco (m/s)

Cada elemento de volumen estará limitado longitudinalmente por dos secciones llamadas sección de entrada (empleando el subíndice  $i - 1$ ) y sección de salida (con el subíndice  $i$ ). Supuestas conocidas las condiciones de alimentación del secadero, el resto de secciones se van resolviendo en serie ya que las variables correspondientes a la sección de entrada ( $i - 1$ ) serán conocidas y a partir de las ecuaciones se obtendrán las de salida( $i$ ).

- *Conservación del sólido seco :*

$$\frac{\partial(MS_i)}{\partial t} = FS_{i-1} - FS_i \quad (5)$$

- *Conservación del agua:*

$$\frac{\partial(MA_i)}{\partial t} = FA_{i-1} - FA_i - W_i \quad (6)$$

- *Conservación del gas seco:*

$$\frac{\partial(MG_i)}{\partial t} = FG_{i-1} - FG_i \quad (7)$$

- *Conservación del vapor de agua:*

$$\frac{\partial(MH_i)}{\partial t} = FH_{i-1} - FH_i + W_i \quad (8)$$

- *Conservación de la energía en la fase sólida:*

$$\begin{aligned} & \frac{\partial(Cp_s MS_i + Cp_a MA_i)TS_{i-1}}{\partial t} = \\ & = UV(TG_i - TS_i) + \\ & + (FS_{i-1}Cp_s + FA_{i-1}Cp_a)TS_{i-1} - \\ & - (FS_iCp_s + FA_iCp_a)TS_i - W_i H_i \end{aligned}$$

La entalpía del agua que se está evaporando se puede expresar como:

$$H_i = Cp_a TS_i + \lambda(TS_i) = Cp_h TS_i + \lambda$$

Considerando además la ecuaciones de conservación de materia, la conservación de la fase sólida queda:

$$\begin{aligned} & (Cp_s MS_i + Cp_a MA_i) \frac{\partial TS_i}{\partial t} = \\ & = UV(TG_i - TS_i) + \\ & + (FS_{i-1}Cp_s + FA_{i-1}Cp_a)(TS_{i-1} - TS_i) - \\ & - W_i((Cp_h - Cp_a)TS_i + \lambda) \quad (9) \end{aligned}$$

- *Ecuación de conservación de energía de la fase gaseosa*

$$\begin{aligned} & (Cp_h MH_i + Cp_g MH_i) \frac{\partial TG_i}{\partial t} = \\ & = UV(TG_i - TS_i) + \\ & + (FG_{i-1}Cp_g + FH_{i-1}Cp_h)(TG_{i-1} - TG_i) - \\ & - W_i Cp_h (TS_i - TG_i) \end{aligned}$$

- *Ecuaciones de humedad del sólido y del vapor en base seca*

$$X_i = \frac{FA_i}{FS_i} \quad (11)$$

$$X_i = \frac{MA_i}{MS_i} \quad (12)$$

$$Y_i = \frac{FH_i}{FG_i} \quad (13)$$

$$Y_i = \frac{MH_i}{MG_i} \quad (14)$$

- *Relación entre la masa de gas seco contenida en una sección, su temperatura y la masa de sólido*

$$MG_i = (V - \frac{MS_i}{\rho_s}) \left( \frac{29 \cdot 18}{29Y_i + 18} \right) \frac{P}{R(TG_i + 273)} \quad (15)$$

- *Relación entre la masa del sólido y el flujo de sólido*

$$MS_i = T_{res} \cdot FS_i \quad (16)$$

Donde  $T_{res}$  es el tiempo de residencia. Este parámetro es difícil de obtener analíticamente, aunque se puede estimar partiendo de la correlación dada por Saeman y Mitchell (Moss,1979)

$$T_{res} = \frac{L}{a \cdot rpm \cdot D \cdot pte}$$

Donde  $a$  es una constante que depende del diseño,  $D$  es el diámetro y  $pte$  es la pendiente del tromel.

Se han empleado un conjunto de 12 ecuaciones para 13 incógnitas, por lo tanto, es necesaria una ecuación más para resolver el sistema planteado. Esta ecuación es la que proporciona la velocidad de evaporación, este término aparecerá en las ecuaciones de transferencia de masa mediante un coeficiente que relaciona las presiones parciales de las fases. La dificultad está en que no se conocen datos teóricos para el caso del orujo, aunque sí hay trabajos experimentales que permiten estimar el flujo de evaporación.

### 3.3 Estimación de flujos de evaporación

La ecuación que permite calcular el flujo de evaporación está obtenida a partir de datos experimentales realizados en laboratorio (Arjona,1997) donde se obtiene el flujo de evaporación en función de 4 variables: por una parte, la humedad y geometría del sólido, y por otra, la velocidad y temperatura del gas. Por tanto, conocida la dependencia de estas 4 variables con el tiempo,

se obtendrá la dependencia temporal del flujo de evaporación.

El análisis está realizado con muestras de forma cilíndrica de 74 mm de altura y diámetros comprendidos entre 18 y 41.4 mm, la temperatura de los gases oscilaba entre 50(°C) y 350(°C), y la velocidad del gas entre 2 y 3 m/s. Los resultados muestran una gran dependencia lineal de la velocidad de secado con la humedad, el diámetro, la velocidad del gas y la temperatura, al menos en una amplia zona de trabajo. Este buen comportamiento permite extrapolar los resultados a condiciones de trabajo de los secaderos reales, pudiéndose utilizar la siguiente expresión para evaluar de evaporación en función de la temperatura del gas, humedad del sólido, velocidad el gas, y diámetro de la muestra:

$$\begin{aligned} v_{evap} &= f(T, bh, vg, d) = \\ &= (-0.13 + 1.06 \cdot bh)10^{-3} + \\ &+ (1.86 + 8.2 \cdot bh)10^{-6}(T - 100) + \\ &+ (vg - 2)^{1/2}(-24 + 1.11 \cdot T)10^{-6} + \\ &+ 1.9(24.01 - d)10^{-5} \end{aligned}$$

Hay que notar que en este trabajo se presenta la velocidad de evaporación en unidades de

$$\frac{Kg \text{ de agua}}{Kg \text{ de sólido seco} \cdot \text{segundo}}$$

y que para su utilización en las ecuaciones de conservación del modelo, con unidades de flujo (*Kg de agua/s*), es necesario conocer la cantidad de sólido seco que contiene un elemento de volumen. Además de la densidad, debido a la dependencia del flujo de la geometría del sólido, es imprescindible estimar una distribución granulométrica.

### 3.4 Distribución granulométrica

Uno de los factores importantes para determinar el flujo de evaporación es el tamaño de las muestras a secar. Así, el sólido se supone formado por esferas cuyo diámetro se aproxima por una distribución gaussiana. Otra aproximación que se hace es considerar que la distribución granulométrica no varía a lo largo del secadero, aunque ciertamente, esta distribución es variable ya que en la entrada se tendrá esferas de tamaño mayor que debido al volteo del tromel acaban disgregándose en esferas más pequeñas, favoreciendo de este modo el proceso de evaporación.

En las experiencias en el túnel de secado se utilizaron las siguientes muestras cilíndricas de

diámetro *d* y altura *h* (en mm):

$$d = 18.0 \quad h = 74$$

$$d = 28.6 \quad h = 74$$

$$d = 34.4 \quad h = 74$$

$$d = 41.4 \quad h = 74$$

Como son muestras cilíndricas se calcula un diámetro equivalente manteniendo la relación volumen/area, los diámetros obtenidos son 24.01, 34.98, 41.87, 48.52 mm respectivamente. Estos valores son bastante mayores a los empleados en secaderos reales, por lo que el cálculo de los flujos de evaporación se extrapolaría hacia diámetros más pequeños. A falta de datos experimentales, se puede adoptar una distribución gaussiana de media  $\mu = 15$  y desviación típica  $\sigma = 9.52$ . Con estos parámetros se obtiene la distribución :

$$\begin{aligned} P(N(15, 9.52) > 23) &= 0.2 \\ P(15 < N(15, 9.52) < 23) &= 0.3 \\ P(7 < N(15, 9.52) < 15) &= 0.3 \\ P(N(15, 9.52) < 7) &= 0.2 \end{aligned}$$

El flujo de evaporación total en un elemento de volumen se puede calcular como la suma ponderada del producto de la cantidad de sólido seco de un determinado diámetro por su velocidad de evaporación. Con objeto de no extender esta suma a integrales, se discretiza el problema, eligiendo los diámetros 3, 11, 19 y 27 como representativos de la distribución, asignándoles pesos de 0.2, 0.3, 0.3, 0.2 respectivamente.

Una vez obtenida la distribución en tamaños, para conocer la masa de sólido seco en cada elemento volumétrico es necesario calcular la distribución en peso.

$$\begin{aligned} d = 3 \text{ mm} \quad \text{volumen} &= 1.41 \cdot 10^{-8} m^3 \\ d = 11 \text{ mm} \quad \text{volumen} &= 6.97 \cdot 10^{-7} m^3 \\ d = 19 \text{ mm} \quad \text{volumen} &= 3.59 \cdot 10^{-6} m^3 \\ d = 27 \text{ mm} \quad \text{volumen} &= 1.03 \cdot 10^{-5} m^3 \end{aligned}$$

Por lo tanto, considerando  $\rho_m$  como la densidad media del orujo

$$\begin{aligned} d = 3 \text{ mm} \quad \text{masa} &= \rho_m \cdot 1.41 \cdot 10^{-8} \cdot 0.2 \\ d = 11 \text{ mm} \quad \text{masa} &= \rho_m \cdot 6.97 \cdot 10^{-7} \cdot 0.3 \\ d = 19 \text{ mm} \quad \text{masa} &= \rho_m \cdot 3.59 \cdot 10^{-6} \cdot 0.3 \\ d = 27 \text{ mm} \quad \text{masa} &= \rho_m \cdot 1.03 \cdot 10^{-5} \cdot 0.2 \end{aligned}$$

Es decir, se estima que cada Kg de sólido seco contendrá:

0.0084 Kg de partículas esféricas de diámetro 3 mm

0.0624 Kg de partículas esféricas de diámetro 11 mm

0.3216 Kg de partículas esféricas de diámetro 19 mm

0.6152 Kg de partículas esféricas de diámetro 27 mm

Se observa que la distribución en tamaño, supuesta gaussiana, al transformarla a distribución en peso se desplaza notablemente hacia las partículas de mayor tamaño.

### 3.5 Otras ecuaciones

Se han introducido las variables velocidad del gas y humedad en base húmeda en el cálculo de los flujos de evaporación, por lo que es necesario introducir nuevas relaciones. Así para la sección  $i$ :

$$BH_i = \frac{X_i}{1 + X_i} \quad (17)$$

$$vg_i = \frac{FG_i}{\rho_i \cdot area_i} \quad (18)$$

donde  $\rho_i$  es la densidad del gas seco en la sección  $i$ . Esta densidad puede hallarse de igual modo que la del gas húmedo, resultando:

$$\rho_i = \frac{29 \cdot P}{R(TG_i + 273)} \quad (19)$$

Es posible reescribir la ecuación 15, de modo que análogamente al sólido, se pueda considerar un tiempo de residencia para el gas seco. Basta reordenarla para conseguir  $MG_i = T_i \cdot FG_i$ , con lo que se obtiene:

$$MG_i \cdot area \cdot vg_i \cdot \frac{(18 + 29Y_i)}{(V - \frac{MS_i}{\rho_s}) \cdot 18} = FG_i \quad (20)$$

## 4 IMPLEMENTACIÓN DEL MODELO

Una vez se tienen todas las ecuaciones involucradas en la evolución de las variables de la planta se procede al proceso de implementación de las mismas en algún software de simulación. En este caso se ha realizado con Dymola, un paquete que permite manejar de forma sencilla las ecuaciones planteadas. Para ello se han realizados dos bloques distintos, uno para la simulación del horno, y otro, para la simulación del tromel. Posteriormente, estos bloques son enlazados, es decir, algunas variables de salida del horno deberán ser entradas del bloque del tromel.

El modelo del horno se plantea como un modelo de parámetros concentrados mediante las cuatro ecuaciones dadas en la sección 3.1. Valores típicos de un horno industrial:

$V$ : Volumen de la cámara de combustión ( $30m^3$ )

$MG$ : Masa de gas contenida dentro de la cámara (10 Kg gas)

$Ta$ : Temperatura ambiente ( $20^\circ C$ )

$T$ : Temperatura de salida ( $750^\circ C$ )

$Ya$ : Humedad del ambiente (0.007 Kg vapor/Kg aire seco)

$Y$ : Humedad de los gases de combustión (0.037 Kg vapor/Kg gas seco)

$FGa$ : Flujo másico de aire seco a la entrada (11.1 Kg aire seco/s)

$FG$ : Flujo másico de gas seco a la salida (11.57 Kg gas seco/s)

$Fcomb$ : Flujo másico de combustible (0.625 Kg/s)

$Hp$ : Poder calorífico del orujillo (16720 KJ/Kg comb. húmedo)

$\eta$ : Rendimiento de la combustión (0.95)

$b$ : Fracción húmeda del combustible (0.15 Kg agua/Kg comb. húmedo)

$R$ : Constante de los gases ideales 8314

$Cp_g$ : Calor específico del gas de salida (1.0926 KJ/Kg  $^\circ C$ )

$Cp_{ga}$ : Calor específico del aire ambiente (1.006 KJ/Kg  $^\circ C$ )

$Cp_h$ : Calor específico del vapor del gas de salida (2.13 KJ/Kg  $^\circ C$ )

$Cp_{ha}$ : Calor específico del vapor del aire ambiente (2.022 KJ/Kg  $^\circ C$ )

Se suele tomar como variable controlada la temperatura de salida del horno y como variable de control la alimentación de combustible, siendo el flujo de aire una variable aproximadamente constante. Para simular el retardo en la combustión se aplica un retardo puro en la entrada de combustible (este retardo puede oscilar entre 3 y 8 minutos).

El modelo del tromel se plantea como un modelo de parámetros distribuidos. Dadas la dimensiones de un secadero real (tromel de 30 metros

de largo con un diámetro de 2.5 metros) y teniendo en cuenta que se dan grandes gradientes de temperatura y concentraciones se optó por dividir al mismo en unos 25 elementos de volumen (cilíndricos) y disponerlos en serie siendo las salidas de cada elemento entradas del siguiente. Así, los distintos flujos, temperaturas y humedades de salida en cada elemento volumétrico serán las variables de entrada en el siguiente elemento y el resto de parámetros se tomarán fijos pero distintos para cada sección según sus condiciones.

La variable a controlar será la humedad de salida del sólido, aunque cabe decir que, si bien esta variable es accesible por la simulación, no lo es en los secaderos reales, dada la dificultad y el coste que supone la medida en continuo de la misma. Otra variable relacionada con la anterior y de fácil lectura es la temperatura del gas a la salida, por lo que en la práctica se utiliza esta medida para inferir la humedad del sólido. Como variable de control se utiliza la alimentación de producto húmedo.

## 5 CONCLUSIONES

Se ha presentado la problemática que aparece en los secaderos de orujo de tres fases cuando son utilizados para el secado del producto proveniente de sistema de dos fases, viendo la necesidad de automatizar el proceso y como consecuencia la necesidad de un modelo que represente el comportamiento de forma fiable. Se propone un modelo de secadero de orujo de aceituna basado en dos submodelos: uno de parámetros concentrados para modelar la combustión en el horno, y otro de parámetros distribuidos para modelar el secado en el tromel. Estos modelos han sido implementados en el programa de simulación Dymola, comprobando la viabilidad de los mismos lo que permite probar distintas estrategias de control.

### Agradecimientos

Los autores desean agradecer a CICYT y FEDER la financiación de este trabajo con cargo a los proyectos de investigación TAP98-0541, 1PD97-0735 y 1FD97-00836.

### Referencias

- [1] A.H. Moss, G.Nonhebel(1979).El secado de los sólidos en la industria química. Reverte.
- [2] Arjona, R.(1997). Análisis del proceso de secado de alpeorujo.PFC Universidad de Sevilla.
- [3] Holgado,J. (1999). Modelo dinámico y estrategias básicas de control para secadero rotativo de alpeorujo. PFC Universidad de Sevilla.

- [4] Liptak, B.G. (1998). Optimizing dryer though better control. Chemical Engineering.
- [5] Liptak, B.G. (1999). Optimization of industrial processes.CRC Press.
- [6] Shinskey, F.B.(1996). Process Control Systems. McGraw-Hill, New York.