

C6

MODELADO Y SIMULACIÓN DE PROCESOS BATCH: SECCIÓN DE CRISTALIZACIÓN DE UNA AZUCARERA

García García, Anabel

Centro de Tecnología Azucarera. Universidad de Valladolid

C/ Real de Burgos. Edificio Alfonso VIII. Planta baja s/n. 47011. Valladolid. España

Teléfono:983 42 35 63. FAX: 983 42 36 16. anabel@cta.uva.es

Resumen

En este proyecto se va a desarrollar en EcosimPro un modelo dinámico y una simulación por ordenador de una parte esencial de una fábrica azucarera, el cuarto de azúcar. Para ello se toma como referencia la Azucarera de Benavente.

Palabras Clave: Modelado orientado a objetos, Simulación, EcosimPro, ZONE, WHEN, procesos batch, cristalización.

1 OBJETIVOS

Los procesos *batch* o *semibatch*, según la definición del estandar ISA-S88 (1995), son aquellos procesos que conducen a la producción de cantidades finitas de producto a partir de una cantidad de materiales de entrada. Estos materiales de entrada pasan por un conjunto de actividades de procesamiento en un período de tiempo finito utilizando para ello una o más parte del equipamiento. La diferencia entre proceso batch o semibatch está en función de si se mantiene a lo largo del lote, la entrada de producto. En el caso semibatch hay alimentación de entrada durante el lote y en el batch, no.

Este proyecto tiene como objetivo el disponer de la simulación de un modelo dinámico del cuarto de azúcar de una factoría azucarera para estudios de funcionamiento y test de sistemas de control.

Para alcanzar dicho objetivo se establecen una serie de etapas:

- Estudiar la unidad de proceso
- Escribir el modelo dinámico de la unidad. El primer paso en este estudio es la obtención de las ecuaciones que gobiernan el comportamiento de la unidad.
- Simularla en lenguaje de simulación orientado a objetos EcosimPro. Mediante el ordenador,

pueden simularse distintas situaciones en la planta real, y observar el comportamiento de los instrumentos reales de proceso. Esto nos permite anticiparnos a distintas situaciones y conocer a priori cómo va a responder el proceso ante determinadas situaciones.

- Estimar parámetros racionales.
- Comprobar su adecuado funcionamiento.

2 MODELO MATEMÁTICO-FÍSICO DEL CUARTO DE AZÚCAR

La cristalización se lleva a cabo en el *cuarto de azúcar*, que se compone de las tachas de 1ª, 2ª y 3ª (denominadas tachas A, B y C), los malaxadores, las centrifugas, los cristalizadores, las refundidoras, las afinadoras y los depósitos y conducciones necesarias. El cuarto de azúcar tiene una estructura como la que se muestra en la figura (1):

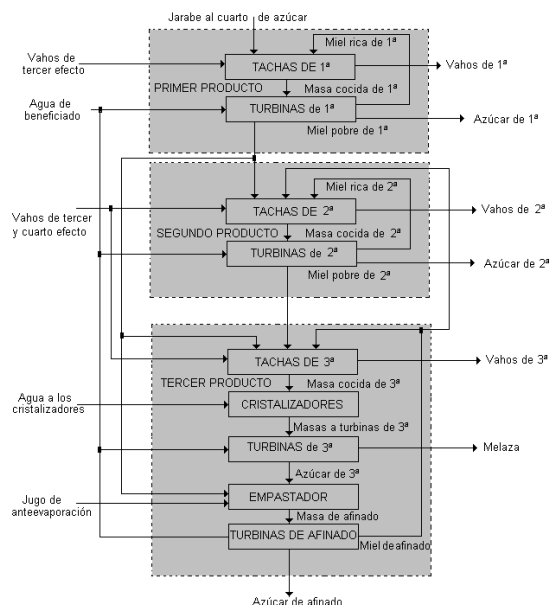


Figura 1: Elementos del cuarto de azúcar y líneas de flujo

El proceso de cristalización se puede subdividir en las siguientes etapas:

a) Refundición.

El *jarabe* procedente de la etapa de evaporación se envía a la refundidora, y en él se disuelve el *azúcar de 2ª* y el *azúcar de afinado*, obteniéndose una solución que se denomina *jarabe estándar* y que, tras un proceso de filtrado, se encamina a las tachas de 1ª.

b) Primera Cristalización.

La cristalización tiene por objeto obtener cristales de azúcar de la mayor pureza posible. La Primera Cristalización tiene lugar en las tachas, donde cristaliza parte de la sacarosa disuelta en el jarabe estándar, mediante evaporación del agua que contiene el jugo. Cuando se ha conseguido llenar una tacha se tiene en su interior un producto denominado *masa cocida de 1ª*, formado por sacarosa cristalizada, sacarosa y no-azúcares disueltos en una solución llamada *miel madre*. Todas las tachas operan bajo condiciones de vacío, con objeto de rebajar el punto de ebullición de los productos que se procesan en ellas y así evitar la descomposición térmica de la sacarosa (pérdida de sacarosa).

c) Centrifugado del Primer Producto.

El centrifugado de la masa cocida de 1ª tiene como objeto la separación de la sacarosa cristalizada de la miel madre. Esta operación se realiza en centrífugas, donde la sacarosa retenida en el cesto es sometida, durante una segunda etapa de centrifugado a un lavado de los cristales con agua y vapor a presión. Por esta razón, la miel madre separada en las centrífugas se divide en dos tipos:

- *Miel pobre*: La centrifugada en la primera etapa.
- *Miel rica*: La que procede del lavado de los cristales en la segunda etapa.

d) Secado y acondicionado del azúcar.

Los cristales de sacarosa separados en las centrífugas de primera constituyen el *azúcar blanquilla*. A estos cristales se les somete a un proceso de secado, enfriamiento y posterior cribado, antes de proceder a las operaciones de envasado y empaquetado.

Las etapas b) y c) se repiten en las tachas de 2ª y de 3ª con las siguientes modificaciones: Las tachas de 2ª reciben como entrada miel procedente de la centrifugación del primer producto y la masa cocida que se obtiene se denomina *masa cocida de 2ª*. El centrifugado de la masa de 2ª da lugar al *azúcar de 2ª* y a la *miel de 2ª*. Este proceso se efectúa en

centrífugas continuas cuyo efecto es análogo al de las del primer producto.

Las tachas de 3ª se alimentan con miel pobre para hacer el pie de tacha y luego con miel de 2ª y *miel de afinado*. Como producto se obtiene la *masa cocida de 3ª*, cuyo centrifugado da lugar al *azúcar de 3ª* y a la *melaza*. El azúcar de 3ª y la miel de afinado se mezclan en un tratamiento de lavado de los cristales que se realiza en la afinadora. La masa resultante se centrifuga obteniéndose un azúcar de afinado y la miel de afinado.

Por último, la melaza obtenida se convierte en alcohol en una fábrica adjunta a la azucarera.

El proceso es, pues, un ciclo cerrado donde la mayoría de los productos obtenidos se vuelven a reincorporar al proceso, con la salvedad del azúcar de 1ª (objetivo del proceso) y de la melaza (subproducto).

Vamos a presentar los modelos matemáticos de las Tachas, Turbinas y Cristalizadores, por ser los equipos más especiales de esta sección del proceso.

2.1 MODELADO DE TACHAS

2.1.1 Entorno de una Tacha

Las tachas presentan un modo de operación semibatch, y en ellas se lleva a cabo la separación del azúcar del jugo extraído de las remolachas mediante un método de cristalización controlada por evaporación en un ambiente de vacío.

Inicialmente, la tacha se carga con un jarabe azucarado subsaturado llamado jarabe estándar y que se almacena en los depósitos de jarabe estándar. Una vez cargada, el jarabe se calienta en condiciones de vacío con objeto de rebajar el punto de ebullición y así evitar la descomposición térmica de la sacarosa (proceso conocido como *caramelización*). Cuando se alcanza la condición de sobresaturación en el jugo, se siembran pequeños cristales de azúcar y se les hace crecer añadiendo nuevo jarabe y manteniendo condiciones de sobresaturación. Cuando se ha alcanzado el nivel máximo en la tacha, se descarga y limpia, quedando lista para un nuevo ciclo.

Para calentar el jugo y provocar la evaporación de parte del agua, las tachas constan de un elemento calefactor, denominado *calandria*, por el que discurre vapor a una presión superior a la atmosférica y que al condensarse cede calor a la masa cocida en la tacha. Este vapor se suministra a las tachas a través de las tuberías de suministro de vapor, que forman un circuito cerrado que recorre toda la planta industrial.

Para mantener el vacío parcial (0,2-0,3 bares) en la tacha, necesario para la evaporación de agua a baja temperatura (65-70°C) es necesario conectar la tacha a un *condensador barométrico*, el cual mantiene un determinado vacío al absorber el vapor procedente de las tachas y condensarlo mediante refrigeración producida por tuberías de agua fría procedente del exterior, que vierten en ellos. Debido a esto último, el vacío producido en los condensadores depende de la temperatura exterior, trabajando mejor en invierno.

Una vez terminado el proceso de cristalización de la sacarosa en la tacha, la masa cocida que se obtiene se descarga en unos depósitos llamados *malaxadores horizontales*, donde se la mantiene en movimiento y a una temperatura determinada, para que mantenga su consistencia, hasta que pueda pasar a alguna de las *centrífugas*.

En las centrífugas se realiza la separación del azúcar cristalizado de la miel madre mediante el centrifugado a alta velocidad del conjunto, quedando los cristales retenidos por una malla. El proceso dura unos pocos minutos. La miel madre se separa en miel pobre y rica que se distribuyen según las necesidades de la planta. En la figura (2) se muestra como es una tacha:

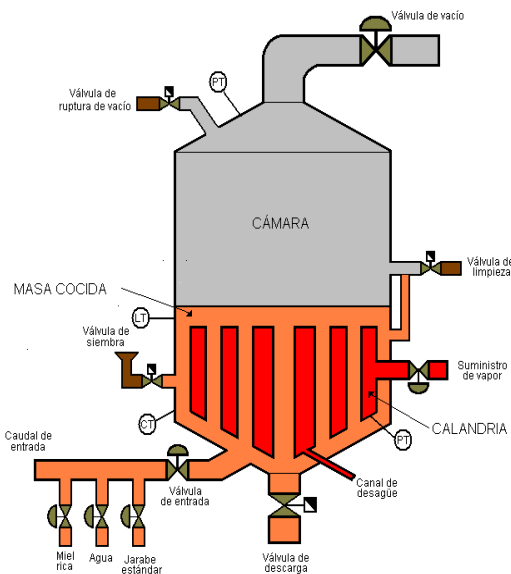


Figura 2. Esquema de una Tacha

2.1.2 Etapas del proceso

En el proceso de una tacha se distinguen las siguientes etapas:

Tacha Preparada. El objetivo es tener la tacha lista para el comienzo de la operación. La tacha se encuentra vacía y se establece una referencia de presión en la cámara de 0,20-0,25 bares. Le

corresponde al operario la decisión de finalizar esta etapa y pasar a la siguiente.

Carga. Se llena la cámara de la tacha con jarabe estándar hasta alcanzar un determinado nivel llamado *pie de tacha* que se corresponde aproximadamente con el 50% del nivel de la tacha y el 35% del volumen máximo del jarabe en ella (en esta zona se encuentra la calandria que ocupa un determinado volumen). Al mismo tiempo que entra jarabe estándar en la tacha se abre la válvula de suministro de vapor de calefacción aumentando la temperatura del jarabe. Al comenzar la evaporación de parte del agua del jarabe, la presión en la cámara aumenta. La etapa de carga comienza por decisión del operario, según las disponibilidades de jarabe estándar y otras materias primas del proceso y teniendo en cuenta la sincronización con las otras tachas de la planta. Se finaliza cuando la medida del nivel del jarabe en la tacha alcanza el *pie de tacha*.

Concentración I. El objetivo de esta etapa y de la siguiente es concentrar el jarabe desde la situación inicial del jarabe estándar subsaturado (concentración: 0,6-0,7) hasta los niveles requeridos para la siembra, la sobresaturación de siembra (concentración 1,2-1,3). La válvula del jarabe se regula en nivel para mantener el *pie de tacha* quedando abierta la válvula de suministro de vapor. De este modo se produce una mayor condensación del jugo por evaporación de parte del agua que contiene. Finaliza cuando la sobresaturación del jarabe alcanza un determinado valor ligeramente inferior (normalmente el 95%) a la sobresaturación de siembra (1,2).

Concentración II Concentrar el jugo hasta alcanzar la sobresaturación de siembra (concentración: 1,2). En esta etapa se cierra la válvula del caudal de entrada por lo que el nivel del jarabe desciende ligeramente por debajo del *pie de tacha*. Para conseguir que la transición hacia la sobresaturación de siembra sea lo más suave posible, la válvula de suministro de vapor queda parcialmente cerrada. Es una etapa de corta duración. Finaliza cuando se alcanza la sobresaturación de siembra.

Siembra. En esta etapa se produce la siembra de los cristales de sacarosa, disueltos en una solución alcohólica, que en las etapas posteriores iniciarán su crecimiento para convertirse en el producto final de la tacha. Hasta esta etapa se supone que no ha existido ningún proceso de formación y de crecimiento de cristales en la tacha. La masa de sacarosa sembrada es muy pequeña (unos 10 gramos) y los cristales tienen un tamaño de unos 5 micrómetros (5 μm). Teóricamente, el número total de cristales sembrados permanece constante hasta

el final del proceso. Finaliza al terminar el proceso de siembra.

Estabilización. El objetivo es garantizar unas condiciones de estabilidad en los primeros momentos del crecimiento cristalino. Ello se consigue manteniendo parcialmente cerrada la válvula de suministro de vapor de modo que predomine la cristalización sobre la evaporación y manteniendo constante la sobresaturación en su valor principal controlando el caudal de entrada. Finaliza cuando el tamaño medio de los cristales alcanza los 200 micrómetros (0,2 mm). Sin embargo, este criterio no se puede automatizar, pues depende de la observación visual de los cristales a cargo del operario.

Cocción. La etapa de cocción es la más importante del proceso. En ella se produce el crecimiento de la masa cristalina hasta alcanzar su tamaño final (unos 0,5 mm). La cristalización retira sacarosa de la miel madre hacia los cristales, disminuyendo la concentración del entorno de los cristales. Para reponerla, se introduce jarabe estándar, del cual, al estar subsaturado, se debe retirar la cantidad adecuada de agua mediante evaporación. El ajuste del caudal de jugo estándar que entra a la tacha debe ser tal que garantice el mantenimiento de unas condiciones de sobresaturación en la miel madre adecuadas para el crecimiento cristalino. Además, como el objetivo es obtener la mayor cantidad posible de masa cristalizada, se debe procurar que los cristales alcancen su tamaño final cuando se llegue al máximo nivel de la tacha.

Tanto si los cristales alcanzan su tamaño final antes de que se llene la tacha, como si se llena la tacha antes de que los cristales alcancen su tamaño final, el nivel de la tacha en la descarga es menor que el máximo (en este último caso se debe esperar a que los cristales crezcan hasta el tamaño final, evaporando agua sin introducir jarabe, con lo que el nivel descende).

Por tanto, se tienen dos condiciones a la hora de regular el caudal de jarabe estándar: primero, mantener una determinada concentración en la miel madre y, segundo, intentar alcanzar el nivel máximo de la tacha coincidiendo con el tamaño óptimo de los cristales. Dependiendo de las características de la tacha (sobre todo de la capacidad de evaporación de la calandria y del ritmo de crecimiento de los cristales), ambos objetivos serán compatibles o no. En caso de que lo sean, se debe ajustar el caudal de entrada para hacerlo factible.

Para regular eficazmente el proceso de acuerdo a los objetivos anteriores, sería necesario conocer tanto la sobresaturación de la miel madre como el

tamaño actual de los cristales, o en su defecto, la cantidad de masa cristalizada existente en un momento en la tacha. La sobresaturación de la miel madre se obtiene a partir de una medida de la conductividad de la misma. Además, en cada tacha se dispone de una curva que proporciona la sobresaturación adecuada para cada valor del nivel alcanzado en la tacha. Conocida esta curva, se mide el nivel actual de la tacha y se ajusta el caudal de entrada para que la medida de la sobresaturación en la tacha (obtenida a partir de la medida de la conductividad de la miel madre) esté acorde con el valor proporcionado por la curva.

Existen dos condiciones de finalización: La primera que se alcance el nivel máximo de la tacha. En este caso se pasa directamente a la siguiente etapa (Apretado). La segunda es que se alcance un determinado brix total en la tacha (90,4). Este dato indica que el tamaño de los cristales es el tamaño final deseado, y está relacionado con el contenido total de cristales de la tacha y con la concentración de la miel madre. Si se alcanza primero la condición del brix total, se salta la etapa de apretado, pasando directamente a la etapa de Espera.

Apretado. Esta etapa sólo está presente en el caso que no se haya alcanzado el brix total requerido en la etapa de cocción. El objetivo es permitir que los cristales crezcan hasta su tamaño final. Se cierra totalmente la válvula de jarabe estándar para estimular el crecimiento de los cristales al incrementarse la sobresaturación por la evaporación de agua. Con ello se pierde nivel en la tacha.

Se produce la finalización de la etapa cuando se alcanza un brix total de 90,4 (criterio de consistencia), lo cual corresponde a un determinado valor de la medida de la conductividad, lo que a su vez corresponde con el tamaño final de grano deseado en los cristales de azúcar.

Espera. Tras la obtención de la masa cocida, pueden darse situaciones en las que halla que esperar para realizar el proceso de descarga. En este caso se entra en la etapa de espera, que consiste en la introducción de agua a la tacha y su evaporación debido al calor que proporciona la calandria. Esto es necesario ya que no se puede desactivar la calandria pues ello supondría una disminución de la temperatura y el consiguiente aumento de la sobresaturación, seguido de una cristalización masiva. De este modo, se intenta que los parámetros de la tacha permanezcan constantes, sin que se produzca el crecimiento de los cristales. Finaliza por decisión del operario según las necesidades de la planta.

Ruptura de vacío. El objetivo es restablecer la presión atmosférica en la tacha para poder descargar la masa cocida. Para preparar y facilitar la descarga de la masa cocida, se elimina el vacío introduciendo vapor de agua por la válvula de ruptura de vacío hasta que la presión en la cámara se diferencia en menos de un 10% de la presión atmosférica. Finaliza cuando en la cámara se alcanza la presión de 0,9 bares.

Descarga. En esta etapa se deja caer la masa cocida en uno de los malaxadores disponibles. El proceso se detiene cuando la masa cocida que queda en la tacha ocupa menos de un 6% del volumen total de la misma. Finaliza cuando el volumen de masa cocida en la tacha sea menor que el 6% del volumen de la tacha.

Limpieza / Lavado. El objetivo es eliminar los restos de masa cocida adheridos a las paredes de la tacha. Para ello se introduce por la válvula de limpieza vapor de agua a 90°C, lo que provoca la disolución de los restos. Finaliza después de un tiempo prefijado.

Tacha preparada. El objetivo es preparar la tacha para otro ciclo. Para ello se cierra la válvula de descarga. Por decisión del operario se pasa de esta etapa a la de carga, comenzando otro ciclo. Finaliza al iniciar un nuevo ciclo.

2.1.3 Modelo matemático de la Tacha

La masa cocida (caracterizada por la masa total, m_T) consta de dos fases, los cristales y el jarabe (caracterizados por la masa de cristales, m_C y la masa de jarabe, m_J).

El jarabe consta de agua, sacarosa e impurezas disueltas. Por lo tanto, para caracterizar el estado de la tacha necesitamos cuatro magnitudes, las cantidades de masa de cada especie existente en un momento dado:

$$\text{Masa cocida}(m_T) \left\{ \begin{array}{l} \text{Masa de Jarabe}(m_J) \left\{ \begin{array}{l} \text{Masa de agua}(m_A) \\ \text{Masa de soluto}(m_{SOL}) \left\{ \begin{array}{l} \text{Masa de sacarosa disuelta}(m_S) \\ \text{Masa de impurezas disueltas}(m_I) \end{array} \right. \\ \text{Masa de cristales de sacarosa}(m_C) \end{array} \right. \end{array} \right.$$

Según este esquema, tenemos las siguientes relaciones:

$$m_{SOL} = m_S + m_I \quad (1)$$

$$m_J = m_A + m_{SOL} = m_A + m_S + m_I \quad (2)$$

$$m_T = m_C + m_J = m_C + m_A + m_S + m_I \quad (3)$$

También en la cámara tenemos una cierta cantidad de masa de vapor de agua (m_V), que está en relación con la presión y la temperatura.

Relaciones empíricas de interés:

Brix, porcentaje en masa del soluto disuelto en la disolución.

$$bx = 100 \frac{m_{SOL}}{m_J} \quad (4)$$

Pureza de la disolución, porcentaje en masa de la sacarosa disuelta con respecto a la masa total de soluto disuelto.

$$px = 100 \frac{m_S}{m_{SOL}} \quad (5)$$

El contenido de azúcar de la masa cocida (W_C), tanto por ciento en masa de los cristales de sacarosa respecto del total.

$$W_C = 100 \frac{m_C}{m_T} = \frac{100}{100 - bx} (bx_t - bx) \quad (6)$$

Brix total de la masa cocida, residuo seco obtenido de 100g de masa cocida.

$$bx_t = 100 \frac{m_{SOL} + m_C}{m_T} = bx + (1 - \frac{bx}{100}) W_C \quad (7)$$

Concentración de la disolución, gramos de sacarosa disueltos por cada 100g de agua.

$$C = 100 \frac{m_S}{m_A} \quad (8)$$

Relación de Impurezas-Agua, corrección de la concentración de saturación debida a las impurezas.

$$R_n = \frac{m_I}{m_A} \quad (9)$$

CORRIENTES DE FLUIDOS

Flujo de caudal de entrada(q_e)

El flujo a través de una válvula de control depende del tamaño de la válvula, la caída de presión a través de la válvula, la posición de la aguja y las propiedades del fluido. La ecuación de diseño para líquidos es:

$$q_e = C_v f(x) \sqrt{\frac{\Delta P_v}{g}} \quad (10)$$

Donde q_e es el flujo del líquido, C_v el Coeficiente del tamaño de la válvula, $f(x)$ es la fracción del área de flujo total de la válvula, γ es el peso específico del fluido (relativo al agua) y ΔP la caída de presión a través de la válvula.

Por la tubería de entrada podemos introducir las siguientes sustancias, dependiendo de qué válvula se encuentre abierta:

- Jarabe Estándar: Es la entrada habitual, excepto en la etapa de espera. Está caracterizada por los siguientes parámetros: brix (bx_J), pureza (px_J), temperatura (T_J), el coeficiente de la válvula (C_{V_J}), y el nivel del depósito con respecto al nivel cero de la tacha (L_J).
- Miel Rica: Se introduce en caso de agotamiento del depósito de Jarabe Estándar o mezclado con éste. El rendimiento de la tacha disminuye debido a que contiene menos azúcar y más impurezas. Está caracterizada por los siguientes parámetros: brix (bx_M), pureza (px_M), temperatura (T_M), el coeficiente de la válvula (C_{V_M}), y el nivel del depósito con respecto al nivel cero de la tacha (L_M).
- Agua: Se introduce en las siguientes circunstancias: En la etapa de espera, en cualquier momento si se detecta que la masa está demasiado apretada ó existe una distribución irregular de cristales, en caso extremo de escasez de jarabe y miel rica y cuando se forman falsos granos por nucleación espontánea para disminuir el brix. Está caracterizada por los siguientes parámetros: brix ($bx_A=0\%$), pureza ($px_A=100\%$), temperatura (T_A), el coeficiente de la válvula (C_{V_A}), y el nivel del depósito con respecto al nivel cero de la tacha (L_A).

Dividimos el flujo global q_e , en flujos parciales para cada especie presente en el proceso:

Flujo de sacarosa:

$$q_e^S = \frac{bx_e}{100} \frac{px_e}{100} q_e \quad (11)$$

Flujo de impurezas:

$$q_e^I = \frac{bx_e}{100} \left(1 - \frac{px_e}{100} \right) q_e \quad (12)$$

Flujo de agua:

$$q_e^A = \left(1 - \frac{bx_e}{100} \right) q_e \quad (13)$$

Se ha identificado el caudal global con la masa de jarabe, pues por el caudal de entrada no se produce aporte de cristales.

Flujo de evaporación (Fev)

Se obtiene de la transformación de agua en vapor debida al calor cedido por la calandria. Sólo afecta a la masa de agua (m_A).

El flujo de cristales en la etapa de la siembra (q_{siem})

Es debido al aporte externo de cristales durante la etapa de siembra, y se calcula conociendo la masa de los cristales de siembra (m_{C0}), y el tiempo de siembra (t_{siem}), con lo que tenemos:

$$q_{siem} = \frac{m_{C0}}{t_{siem}} \quad (14)$$

El flujo de descarga (q_d)

Se produce durante la etapa de descarga. Conociendo el tiempo que tarda en descargar un determinado peso de masa cocida, podemos obtener una aproximación de q_d . Para simular la descarga, debemos dividir este flujo en sus componentes para cada una de las especies presentes en la masa cocida. Supondremos que la descarga es uniforme, es decir, que las relaciones entre las especies se mantienen en la porción que permanece sin descargar:

$$q_d = \frac{m_{tf}}{t_d} \quad (15)$$

Donde m_{tf} es la masa total en el momento de la descarga y t_d el tiempo que se requiere para descargar la masa total.

Los flujos de descarga para cada especie son los siguientes.

Flujo de cristales:

$$q_d^C = \frac{W_{Cf}}{100} q_d \quad (16)$$

Flujo de jarabe (sacarosa, impurezas y agua) (17):

$$q_d^J = \left(1 - \frac{W_{Cf}}{100} \right) q_d \rightarrow \begin{cases} q_d^S = \left(1 - \frac{W_{Cf}}{100} \right) \frac{bx_f}{100} \frac{px_f}{100} q_d \\ q_d^I = \left(1 - \frac{W_{Cf}}{100} \right) \frac{bx_f}{100} \left(1 - \frac{px_f}{100} \right) q_d \\ q_d^A = \left(1 - \frac{W_{Cf}}{100} \right) \left(1 - \frac{bx_f}{100} \right) q_d \end{cases}$$

Denominamos W_{Cf} , bx_f y px_f a las relaciones másicas finales.

BALANCE DE SACAROSA EN EL JUGO

La masa de sacarosa recibe su parte del caudal de entrada, y se transforma en sacarosa cristalizada por el proceso de cristalización:

$$\frac{dm_S}{dt} = q_e^S - \frac{dm_C}{dt} \quad (18)$$

BALANCE DE IMPUREZAS

Las impurezas únicamente sufren aporte por el caudal de entrada, y no hay ningún proceso que las elimine (exceptuando una fracción despreciable que se evapora en forma de incondensables).

$$\frac{dm_I}{dt} = q_e^I \quad (19)$$

BALANCE DE AGUA

La masa de agua sufre el aporte de su porción del caudal de entrada, y se elimina mediante la evaporación producida por el aporte calorífico de la calandria.

$$\frac{dm_A}{dt} = q_e^A - F_{ev} \quad (20)$$

CRECIMIENTO DE CRISTALES

Los cristales de sacarosa no sufren aporte por el caudal de entrada. Se pueden distinguir tres situaciones:

- a) Un período inicial, hasta que se produce la siembra, donde el número de cristales de sacarosa es despreciable y su única generación es la nucleación espontánea (casi nula debido a las condiciones de subsaturación existentes).
- b) El período de siembra, de corta duración, con un aporte constante de cristales de sacarosa.
- c) Tras la siembra, se produce un progresivo aumento del tamaño de los cristales a costa de la sacarosa cristalizada.

La ecuación para la variación de la masa de un cristal:

$$\frac{dm_{cris}}{dt} = f_T(T) f_Y(Y) f_{pX}(pX) f_{ag}(rpm) A_{cris} \quad (21)$$

Vamos a comentar los principales factores que afectan a la velocidad de crecimiento de los cristales:

Dependencia con la temperatura

Para incorporarse a la superficie del cristal, las moléculas de sacarosa deben superar una barrera de

energía debida a la necesidad de romper los enlaces de la celda cristalina:

$$f_T(T) = A e^{-\frac{E^*}{R(T+273.15)}} \quad (22)$$

Donde A es el factor de frecuencia, E* la energía de activación necesaria para la incorporación de la molécula de sacarosa al cristal, R la constante de los gases ideales y T la temperatura

Dependencia de la sobresaturación

La cristalización es la transferencia de sacarosa desde la fase líquida a la fase sólida.

El crecimiento de los cristales es un proceso difusional modificado por el efecto de las superficies sólidas sobre las que tiene lugar el crecimiento. Las moléculas o iones del soluto alcanzan las caras en crecimiento de un cristal por difusión a través de la fase líquida. A esta etapa se le aplica el habitual coeficiente de transferencia de materia K_y. Una vez que las moléculas o iones llegan a la superficie tienen que ser aceptadas por el cristal y organizarse dentro de la red. La reacción ocurre en la superficie con una velocidad finita y el proceso global consta de dos etapas en serie. Ninguna de las dos etapas, la difusional y la interfacial, tiene lugar si la disolución no está sobresaturada.

Ambos procesos contribuyen a determinar la velocidad de crecimiento del cristal, pero mientras que la resistencia al transporte molecular predomina a sobresaturaciones ‘normales’ y temperaturas elevadas (mayores de 50°C), la resistencia a la incorporación molecular tiene influencia a temperaturas y sobresaturaciones bajas. Por lo tanto, podemos acotar en rangos las ecuaciones anteriores y desarrollar una ecuación global de la forma:

$$f_y(y) = \begin{cases} -K_{dis}|y-1|^{K_{ydis}} & \text{paray} < 1 \\ K_{red}(y-1)^{K_{yred}} & \text{par} \Gamma < 50^\circ\text{C}, 1 < y < 1.1 \\ K_{nor}(y-1)^{K_{ynor}} & \text{par} \Gamma > 50^\circ\text{C}, 1.1 < y < 1.4 \\ K_{nuc}(y-1)^{K_{ynuc}} & \text{paray} > 1.4 \end{cases} \quad (23)$$

Las constantes se ajustan dependiendo del rango donde se encuentre la sobresaturación y la temperatura.

En función de la sobresaturación se pueden definir cuatro zonas de crecimiento cristalino:

Zona Subsaturada: La sobresaturación es menor que la unidad, y por lo tanto el crecimiento de los cristales es negativo, tiene lugar la disolución. El exponente es ligeramente superior a 2, y viene dado por la constante K_{ydis}.

Zona Metaestable: La sobresaturación se encuentra en un rango de 1 a 1.35. Es la zona normal de trabajo. En el caso de que la sobresaturación sea menor que 1.1 ó la temperatura menor de 50°C, usaremos el exponente K_{red} (ligeramente menor que 2). En caso contrario usaremos el exponente K_{nor} , que está cercano a la unidad y representa las condiciones habituales de trabajo en los cristalizadores de tipo batch y siembra plena, como el que estamos analizando.

Zona Nucleación espontánea: Cuando la sobresaturación supera un determinado nivel (alrededor de 1.4), las moléculas de sacarosa pueden agruparse espontáneamente en torno a las impurezas par formar semillas de cristales que pueden crecer. Esta es la zona de trabajo habitual en los cristalizadores de tipo continuo.

Zona lábil: Esta zona se encuentra en los límites entre la zona metaestable y la de nucleación espontánea, y en ella no existe nucleación espontánea pero pueden aparecer efectos de nucleación secundaria o falso grano, es decir la formación de semillas mediada por una siembra anterior de cristales.

Dependencia de la agitación del medio.

La agitación del medio reduce la energía necesaria para la incorporación de las moléculas de cristal, además de disminuir la resistencia al transporte, por lo que acelera la velocidad de crecimiento de los cristales. La fórmula empírica usada para modelar esta influencia es la siguiente:

$$f_a(rpm) = (1 + rpm)^{K_{rpm}} \quad (24)$$

Dependencia de la presencia de impurezas

Las impurezas tienen efectos muy diversos sobre el crecimiento de los cristales. En pequeñas cantidades favorecen la cristalización, al actuar como núcleos de formación de cristales, y crear defectos superficiales que impulsan el crecimiento de las caras de los cristales. En cantidades apreciables, sin embargo, ejercen en general un efecto inhibitorio. Vamos a expresar el efecto inhibitorio sobre el crecimiento debido a una disminución de la pureza:

$$f_{px}(px) = e^{-K_{px}(1-\frac{px}{100})} \quad (25)$$

Ecuación de la cristalización

Reuniendo todas las influencias sobre el crecimiento de los cristales, obtenemos una ecuación global del crecimiento en masa de un cristal. Este crecimiento dependerá principalmente de la superficie presentada por el cristal para la incorporación de nuevas moléculas, y el exceso de sacarosa en el medio, cuantificado como una

medida de la sobresaturación. La ecuación está diseñada para condiciones de trabajo estándar, es decir, la sobresaturación se encuentra en la zona metaestable, pero puede dar cuenta del crecimiento de los cristales en la zona de nucleación e incluso en la de disolución (en caso de que y sea menor que la unidad), ajustando adecuadamente las constantes K_Y y la constante global K. La siguiente influencia en importancia reside en la temperatura, y las influencias de la agitación y de la pureza deberán ajustarse para cada proceso en particular, ya que no existe una teoría global sobre estas influencias.

$$\frac{dm_{cris}}{dt} = K(1 + rpm)^{K_{rpm}} e^{-K_{px}(1-\frac{px}{100})} \frac{E^*}{(T+273.15)} (y-1)^{K_y} A_{cris} \quad (26)$$

Substituyendo $m_{cris} = \rho_c K_v Ma^3$, simplificando y reordenando, tenemos:

$$\frac{dl_{cris}}{dt} = \frac{KK_s}{3r_c k_v} (1 + rpm)^{K_{rpm}} e^{-K_{px}(1-\frac{px}{100})} \frac{E^*}{(T+273.15)} (y-1)^{K_y} \quad (27)$$

Se observa que la velocidad de crecimiento del tamaño medio tan sólo depende de parámetros externos (temperatura, saturación,...) y si el entorno permanece constante, la velocidad de crecimiento también será constante independientemente del tamaño del cristal. Además si el entorno de los cristales es el mismo, todos ellos crecerán a la misma velocidad.

En la bibliografía se suele definir una función denominada G, que recoge la tasa de crecimiento lineal de los cristales, y que se define de la forma (28):

$$G(y, T, px, rpm) = \frac{KK_s}{3r_c k_v} (1 + rpm)^{K_{rpm}} e^{-K_{px}(1-\frac{px}{100})} \frac{E^*}{(T+273.15)} (y-1)^{K_y}$$

Con lo que la ecuación diferencial anterior puede definirse como:

$$\frac{dl_{cris}}{dt} = G(y, T, px, rpm) \quad (29)$$

Y expresando en función de G, el crecimiento en masa de cada cristal, tenemos la ecuación:

$$\frac{dm_{cris}}{dt} = \frac{3r_c K_v}{K_s} GA_{cris} = R_G A_{cris} \quad (30)$$

Para la evolución de la masa total de cristales, implementamos un crecimiento uniforme hasta el valor de la masa inicial durante la etapa de siembra, y tenemos en cuenta la etapa de descarga, esto se refleja en la ecuación (31):

$$\frac{dm_C}{dt} = \begin{cases} 0 & \text{Etapas anteriores} \\ \frac{m_{C0}}{t_S} & \text{Etapa de siembra} \\ \frac{3r_C K_V}{K_S} G(Y, T, \dots) A_C & \text{Etapas posteriores} \end{cases} \quad (31)$$

Durante la etapa de siembra, el crecimiento se hace gradual para que al finalizar la masa de cristales sea igual a la de siembra, m_{C0} . t_S representa el tiempo que dura la etapa.

BALANCE DE JARABE

$$\frac{dm_J}{dt} = q_e - F_{ev} - \frac{dm_C}{dt} \quad (32)$$

BALANCE DE MASA TOTAL

$$\frac{dm_T}{dt} = q_e - F_{ev} \quad (33)$$

MEDIDA DE LA SOBRESATURACIÓN

Concentración de Saturación para disoluciones puras(34):

$$C_{sat}^p(T) = 181.5 + 0.602319T + 0.014362T^2 + 9.142 \cdot 10^{-5} T^3$$

Concentración de saturación que tiene en cuenta el efecto de las impurezas (35)

$$C_{sat}(T, R_n) = [0.82 + 0.178R_n + 0.18e^{-2.1R_n}] C_{sat}^p(T)$$

La ecuación de sobresaturación:

$$y = \frac{C}{C_{sat}} \quad (36)$$

MEDIDA DEL NIVEL EN LA TACHA

Una de las medidas disponibles sobre el estado de la tacha es la referente al nivel de la masa cocida. Este nivel se mide con una escala dada en unidades relativas (tanto por ciento), enrasada a un determinado nivel que deja una parte de la tacha sin medir (volumen mínimo), y cuyo valor máximo viene dado por el volumen máximo de masa cocida almacenado en la tacha.

El volumen de la masa cocida existente en un momento dado en la tacha, que viene dado por la suma de los volúmenes de jarabe y cristales:

$$V = \frac{m_J}{r_J(T, bx)} + \frac{m_C}{r_C} \quad (37)$$

Para determinar la relación entre el volumen y la medida de nivel en la tacha, L , vamos a suponer que la forma de la tacha es la de un cilindro de superficie constante, rematado en ambos extremos por dos conos. Podemos dividir las tachas en distintas partes:

- Zona de volumen mínimo, que corresponde a la zona muerta no contemplada en la zona de nivel
- La zona siguiente es donde se encuentra la calandria. El volumen de la masa cocida que cubre el pie de tacha menos el volumen mínimo se denomina volumen del pie de tacha. En esta zona hay que tener en cuenta el volumen de la calandria para el cálculo de nivel. El nivel cuando se cubre la calandria se denomina pie de tacha.
- En la parte superior de la tacha ya no existe volumen ocupado por la calandria.
- Por último, el volumen de la tacha que nunca se ocupa por la masa cocida se denomina volumen residual y es el volumen mínimo de gases donde se lleva a cabo la dinámica de la evaporación del jarabe.

Esto se muestra en las figuras (3) y (4):

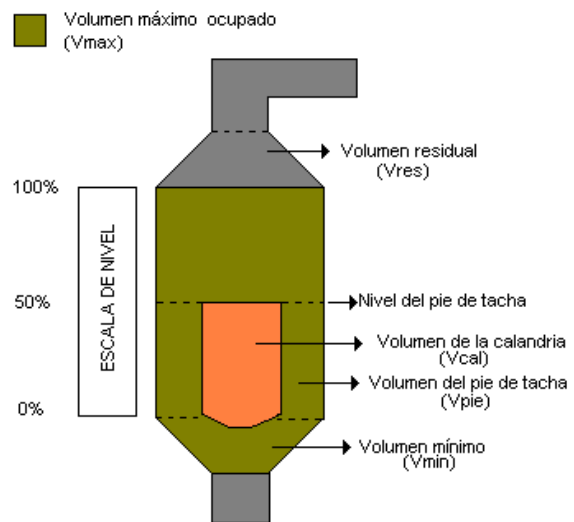


Figura 3. Medida del nivel en la tacha

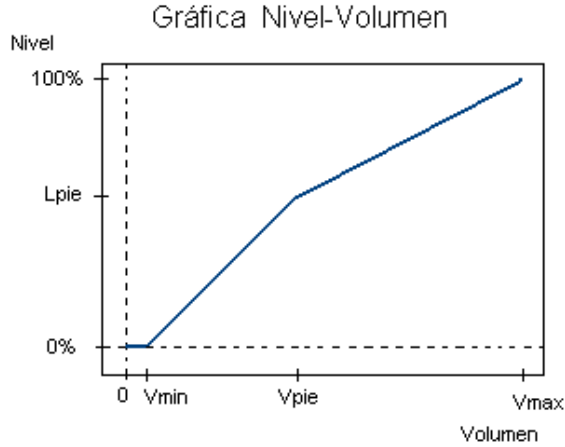


Figura 4. Medida del nivel en la tacha

Por lo tanto, la relación nivel-volumen serán tres rectas de distinta pendiente, según el grado de llenado de la tacha:

$$L_R = \begin{cases} 0 & \text{si } V \leq V_{min} \\ L_{pie} \frac{V - V_{min}}{V_{pie}} & \text{si } V_{min} < V \leq V_{pie} + V_{min} \\ L_{pie} + (100 - L_{pie}) \frac{V - V_{pie} - V_{min}}{V_{max} - V_{pie} - V_{min}} & \text{si } V > V_{pie} + V_{min} \end{cases} \quad (28)$$

L_{pie} es el nivel (en tanto por ciento) del pie de la tacha. Debemos conocer como datos los volúmenes mínimo, el del pie de tacha y de la calandria así como el volumen máximo de masa cocida.

Otro parámetro importante es el volumen de la cámara, V_{cam} , que representa la zona libre de masa cocida donde tiene lugar la dinámica del vapor:

$$V_{CAM} = V_{max} + V_{res} - V \quad (39)$$

CONSERVACIÓN DEL CALOR

Debido a que los flujos de vapor en la cámara tienen una dinámica mucho más rápida que la variación de temperatura, asumiremos que el flujo de vapor viene determinado por las ecuaciones dinámicas de la cámara y que la variable temperatura que aparece en ellas es constante en cualquier intervalo de variación apreciable del flujo de evaporación.

Transferencia de calor en la tacha

Desde el punto de vista energético, el proceso consiste, a grandes rasgos, en la evaporación de agua para, primeramente alcanzar, y después mantener unas determinadas condiciones de sobresaturación, ya que debido a la retirada de sacarosa por el proceso de cristalización, es necesario evaporar la cantidad correspondiente de agua para mantener la concentración de jarabe.

El calor necesario para producir esa evaporación lo suministra la calandria, que intercambia calor con el sistema mediante la condensación de vapor a temperaturas y presiones mayores que las existentes en la tacha. En la figura (5) se pueden observar los flujos de calor principales en la tacha.

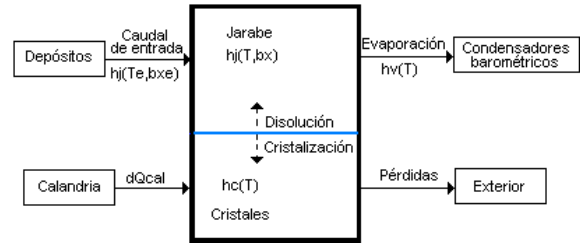


Figura 5. Flujos de calor en la tacha.

Esto queda reflejado de forma matemática en la ecuación (40):

$$\frac{d(m_T h_T)}{dt} = Q_{cal} - K_p A (T - T_{ext}) - F_{ev} H_v + q_e h_J (T_e, b_x_e) + Q_{crista}$$

Dinámica de la calandria

Vamos a desarrollar las ecuaciones que gobiernan la dinámica de la calandria. En la figura (6) se observa un esquema.

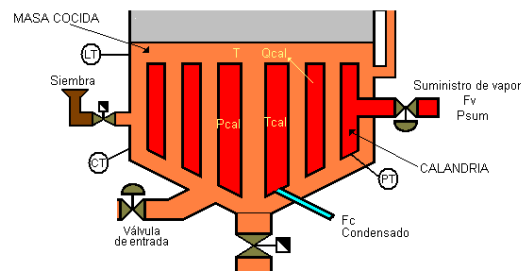


Figura 6. Esquema de la dinámica de la calandria.

Flujo de calor hacia la tacha:

$$Q_{cal} = A_{cal} U_{cal} (T_{cal} - T) \quad (41)$$

Flujo de vapor

Para calcular el flujo de vapor de calefacción, debemos tener en cuenta que el calor proporcionado por la calandria procede de la condensación de ese vapor, por lo tanto, el calor deberá ser igual a la masa de vapor por su entalpía de condensación:

$$Q_{cal} = F_v I (T_{cal}) \quad (42)$$

Dinámica de la cámara

Se denomina cámara a la zona superior de la tacha limitada por el nivel del jarabe, llena de vapor de agua. La dinámica de la cámara presenta unas

características similares a las de la calandria, pero con las siguientes diferencias:

- El volumen de la cámara V_{cam} , no es constante, al contrario de la calandria, sino que varía con el nivel de la tacha. Sin embargo, su variación es muy lenta en comparación con la de los procesos de la cámara, por lo que se puede considerar despreciable su derivada respecto al tiempo.
- Al estar en contacto directo la cámara con la masa cocida, se dan las condiciones apropiadas para que exista equilibrio térmico entre ambas, por lo que se puede suponer que la temperatura de la cámara es igual a la de la masa cocida, o sea: $T_{cam}=T$.
- También, al ser la dinámica de la cámara, podemos suponer que el flujo de salida del vapor hacia el condensador, F_{vc} , será igual al flujo de vapor evaporado, F_{ev} , exceptuando períodos transitorios de restablecimiento de presiones que tendrán una duración de segundos. Se va a dividir el estudio de la dinámica de la cámara en dos situaciones distintas: cuando estamos en condiciones de saturación(existe flujo neto de evaporación), y no saturación(en las primeras etapas, cuando la calandria no está activada). En la figura (7) podemos observar un esquema de los procesos que tienen lugar en la cámara.

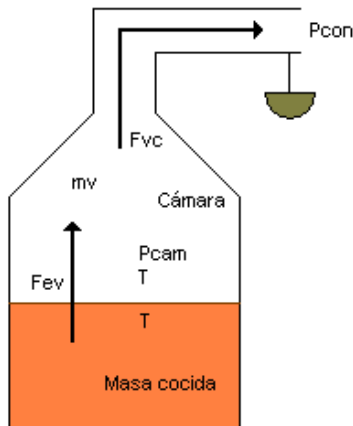


Figura 7. Dinámica de los procesos de la cámara

Condiciones de saturación.

En condiciones de saturación, se pueden igualar los flujos de evaporación y de vapor hacia los condensadores.

$$F_{ev} = F_{vc} = C_v f(x) \sqrt{P_{cam}^2 - P_{con}^2} \quad (43)$$

Suponiendo que en todo momento nos encontramos en condiciones de saturación (ebullición), la presión

en la cámara vendrá dada por la presión de equilibrio de una disolución de jarabe con un brix determinado y a una temperatura dada:

$$P_{cam}=P_{eq}=f(Ts) \quad (44)$$

Condiciones de no saturación.

Se dan cuando la masa cocida no posee la temperatura necesaria para mantener la ebullición. Si aplicáramos el esquema anterior, al ser la temperatura de la masa cocida apreciablemente menor que la temperatura de ebullición a la presión de los condensadores barométricos, nos daría una presión de la cámara menor que la de los condensadores, lo que produciría un flujo de vapor de sentido inverso, es decir, desde los condensadores a la cámara. Las ecuaciones térmicas también reflejarían un flujo entrante de calor debido a la condensación de vapor procedente de los condensadores.

Esto no es físicamente aceptable. Lo que sucede en este caso es que el flujo de evaporación es despreciable, y la presión de la cámara alcanza rápidamente el equilibrio con la presión de los condensadores barométricos. Esta situación se mantiene hasta que la temperatura alcanza el valor de la temperatura de ebullición a esa presión, lo que viene indicado porque la presión de equilibrio supera a la de los condensadores.

La variación de la masa de vapor será igual a:

$$\frac{dm_v}{dt} = F_{ev} - F_{vc} = -F_{vc} \quad (45)$$

$$\frac{dP_{cam}}{dt} = \frac{RT}{MV_{cam}} \frac{dm_v}{dt} = -\frac{RT}{MV_{cam}} F_{vc} \quad (46)$$

Se supone que la variación del volumen y la temperatura con el tiempo es lo suficientemente pequeña como para ser despreciable.

Esta ecuación nos conduce a $P_{cam}=P_{con}$ tras un período transitorio, generalmente de corta duración.

Debido a la rapidez con la que se alcanza el equilibrio, se puede hacer la simplificación de igualar directamente la presión de la cámara a la del condensador para el caso de no saturación, y en este caso tenemos la siguiente ecuación para la presión en la cámara en el proceso global:

$$P_{cam}(T, bx) = \begin{cases} P_{eq}(T, bx) & \text{Si } P_{cam} \geq P_{con} \\ P_{con} & \text{Si } P_{cam} \leq P_{con} \end{cases} \quad (47)$$

2.2 MODELADO DE UNA CENTRÍFUGA

El proceso de turbinación (centrifugación), es un proceso batch que depende de varios factores, entre ellos el estado de la turbina, el contenido en cristales de la masa a turbinar, el agua de beneficiado, todo ello se puede reflejar en un balance global donde están incluidos los tres balances típicos (másico, de materia seca y de azúcar) considerando las dos entradas (masa y agua de beneficiado) y las dos salidas (miel y azúcar), o en balances parciales sobre las dos salidas de la turbina (miel y azúcar) considerando que a la turbina llegan tres productos (la miel madre, el azúcar en forma de cristal y el agua de beneficiado), que se reparte entre la miel de salida y el azúcar de salida en función de las características de la turbina.

Esto se muestra en la figura (8).

El ciclo de una turbina discontinua consta de las siguientes etapas:

1. Llenado de la cesta de la centrífuga con masa, a 150 r.p.m. La masa es presionada contra la pared por medio de la fuerza centrífuga.
2. Aceleración hasta la velocidad máxima (1100 r.p.m.). La mayoría de la capa de jugo alrededor de los cristales se separa por la fuerza centrífuga y pasa a través de las telas.
3. Lavado del azúcar con agua. Se inyecta agua caliente contra la pared de azúcar en la cesta para eliminar la última capa de jugo alrededor de los cristales.
4. Disminución de la velocidad de rotación hasta 100 r.p.m., se descarga el azúcar y se seca.

La duración de cada ciclo es aproximadamente de 4 minutos. El azúcar abandona las centrífugas con aproximadamente un 1% de humedad.

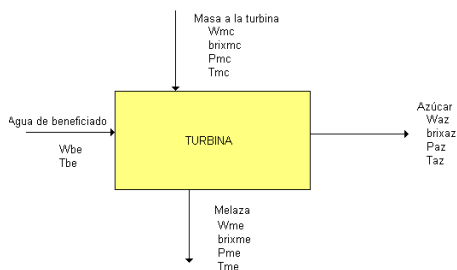


Figura 8. Turbina sin separación de mieles

Veamos los balances másicos:

Balance global de materia

Másico

$$M_{mc} + M_{be} = M_{me} + M_c \quad (48)$$

Materia seca

$$Brix_{mc} * M_{mc} = Brix_{me} * M_{me} + Brix_c * M_c \quad (49)$$

Azúcar

$$Pol_{mc} * M_{mc} = Pol_{me} * M_{me} + Pol_c * M_c \quad (50)$$

La separación de mieles

La separación de la miel que sale de la turbina en miel rica y miel pobre se debe a la forma de operación (temporizada) que tienen las turbinas discontinuas y a que las propiedades de la miel no son uniformes en las turbinas continuas. En una turbina continua la miel rica es la que se obtiene en la mitad superior. En cualquiera de los casos, la miel que sale de la turbina se separa en dos productos, la miel rica y la miel pobre, con propiedades diferentes que se pueden reflejar en los siguientes balances (másico, de materia seca y de azúcar)

Donde la proporción de mieles depende del ciclo de la turbina y de la proporción, agua de beneficiado a la masa a turbinar. Por lo tanto, independientemente de que la turbina sea continua o discontinua, se puede considerar que el porcentaje R_{mmp} define la separación de mieles en una turbina.

Balance en las mieles de salida

Másico

$$M_{me} = M_{mp} + M_{mr} \quad (51)$$

$$M_{mp} = M_{mm} * R_{mmp} + M_{be} * R_{bemp} + M_c * R_{cmp} \quad (52)$$

$$M_{mr} = M_{mm} * R_{mmr} + M_{be} * R_{bemr} + M_c * R_{cmr} \quad (53)$$

Materia seca

$$Brix_{me} * M_{me} = Brix_{mp} * M_{mp} + Brix_{mr} * M_{mr} \quad (54)$$

Azúcar

$$Pol_{me} * M_{me} = Pol_{mp} * M_{mp} + Pol_{mr} * M_{mr} \quad (55)$$

Balance al azúcar de salida

Másico

$$M_{cf} = M_c * (1 - R_{cmp} - R_{cmr}) + M_{be} * (1 - R_{bemr} - R_{bemp}) \quad (56)$$

Materia seca

$$M_{cf} * Brix_{cf} = M_c * (1 - R_{cmp} - R_{cmr}) * Brix_c \quad (57)$$

Azúcar

$$M_{cf} * Pol_{cf} = M_c * (1 - R_{cmp} - R_{cmr}) * Pol_c \quad (58)$$

La separación de la capa de jugo alrededor de los cristales se consigue en las centrífugas discontinuas.

2.3 MODELADO DE UN CRISTALIZADOR

El cristalizador tiene una doble misión; 1ª) servir de depósito a la masa cocida cuyo destino son las turbinas, 2ª) permitir un aumento del porcentaje de cristales, esto último es consecuencia directa del enfriamiento que experimenta la masa cocida y por lo tanto del tiempo de residencia de ésta en el cristalizador. Se suele añadir a la masa un cierto caudal de agua para que no espese demasiado.

Así pues, desde el punto de vista de balances, a un cristalizador llega un caudal de masa cocida con unas características determinadas de brix, polarización y temperatura, que contiene miel madre y cristales, y un caudal de agua. Y de él sale un caudal de masa hacia las turbinas, con otras características de brix y de polarización y a una temperatura menor.

Teniendo en cuenta que tanto la masa de entrada (M_e) al cristalizador como la masa de salida (M_s) tendrán sus partes correspondientes de agua (ag), de no azúcares (na), de azúcar (az), por conservación de masas se pueden establecer las siguientes relaciones:

$$W_{mt} = W_{agc} + W_{mc} \quad (59)$$

$$W_{agmt} = W_{agc} + W_{agmc} \quad (60)$$

$$W_{namt} = W_{namc} \quad (61)$$

$$W_{azmt} = W_{azmc} \quad (62)$$

Pero si además se considera que tanto la masa de entrada como la de salida tienen su parte de miel madre (mm) y de cristales (ac), es decir:

$$W_{mc} = W_{mme} + W_{ace} \quad (63)$$

$$W_{mt} = W_{mms} + W_{acs} \quad (64)$$

El proceso ocurrido en la cristalización se puede reflejar de la siguiente forma:

$$W_{mms} = W_{agc} + W_{mme} \frac{100 - R_c}{100} + W_{ace} \frac{R_d}{100} \quad (65)$$

$$W_{acs} = W_{mme} \frac{R_c}{100} + W_{ace} \frac{100 - R_d}{100} \quad (66)$$

La primera ecuación refleja:

- que todo el agua añadida a la masa de entrada estará en la miel de salida.
- que un porcentaje de azúcar que estaba en la miel de entrada ha cristalizado y por tanto ya no estará en la miel de salida

- que un porcentaje de los cristales de la miel de entrada se han disuelto y por tanto aparecerán en la miel de salida

Mientras que la segunda ecuación refleja el fenómeno complementario:

- que un porcentaje del azúcar que estaba en la miel de entrada ha cristalizado y por lo tanto aparecerá en forma de cristales en la masa de salida
- que un porcentaje de los cristales de la miel de entrada se han disuelto y por tanto ya no estarán en la miel de salida.

Para ello se han introducido dos factores, R_c (en %) para indicar el porcentaje de miel madre de entrada que ha cristalizado y R_d (en %) para indicar el % de cristales que se han disuelto. Estos dos factores se usarán de ahora en adelante para caracterizar el proceso ocurrido en un cristalizador:

R_c depende del tiempo de residencia de la masa en el cristalizador, de las condiciones en que ésta llega al cristalizador (temperatura, saturación, etc.) de las condiciones ambientales (temperatura ambiente, intercambio con el exterior) del cristalizador, también depende de la cantidad de agua que se añade pero esta dependencia se puede despreciar ya que el agua se añade en una proporción muy pequeña respecto a la masa.

R_d depende principalmente de la proporción de agua añadida respecto al porcentaje de cristales, pero también depende de la agitación que se realice en el cristalizador y de las condiciones de temperatura (de la masa como, del agua y del ambiente).

No obstante dado la baja proporción de agua que se añade respecto a la masa y a que la disolución de los cristales con tamaño considerable está protegida por la capa de miel madre que los envuelve, pensamos que en el cristalizador se pueden despreciar el fenómeno de la disolución frente a la cristalización. Por este motivo, se usará únicamente el factor R_c para caracterizar el proceso ocurrido en el cristalizador.

3 IMPLEMENTACIÓN DEL MODELO EN ECOSIMPRO

Se ha realizado la implementación en EcosimPro del modelo matemático de cada uno de los equipos que intervienen en la unidad de proceso (Tachas, Malaxadores, Centrífugas Continuas y Discontinuas, Cristalizadores y Depósitos), se ha construido una librería de propiedades físicas de los compuestos químicos implicados (*PROPIEDADES FISICAS*) y se ha elaborado unos elementos de conexión especiales. Después, se ha construido un

componente *CUARTODEAZUCAR.EL* en que se realiza la unión de todos los equipos según el diagrama de flujo de la fábrica objeto de estudio, todo esto conforma la librería *CRISTALIZACIÓN*. Se obvia la presentación en *lenguaje el* de los componentes y propiedades físicas, ya que daría lugar a un trabajo extremadamente extenso. Vamos a comentar las sentencias imprescindibles en el modelado de procesos batch junto con procesos continuos y los puertos específicos que se han construido.

3.1 SENTENCIAS ESENCIALES: WHEN Y ZONE

Las sentencias fundamentales usadas para el modelado son: para Ecuaciones Continuas la sentencia *ZONE* y para Eventos Discretos la sentencia *WHEN*. Veámos cada una de ellas.

ZONE, permite cambiar entre ecuaciones alternativas mientras la simulación se está ejecutando, dependiendo del valor de una condición. Por ejemplo, tenemos la función de crecimiento de cristales que dependiendo de la zona de saturación en la que nos encontremos los parámetros de cinética tienen un valor u otro, esto se puede implementar con la sentencia *ZONE*:

```
--Velocidad de crecimiento de los cristales
F_s= ZONE (s>0. AND s<1.)-Ks4*abs((s-1)**Kes4
ZONE (s>=1. AND s<1.1) Ks2*(s-1)**Kes2
ZONE (s>=1.1 AND s<1.4) Ks1*(s-1)**Kes1
ZONE (s>=1.4) Ks3*(s-1)**Kes3
OTHERS 0.
```

Los resolvedores de EcosimPro toman la responsabilidad de detectar el tiempo preciso de cambio de la condición, detectar la nueva rama del *ZONE* y continuar la integración del modelo.

La sentencia *WHEN* se utiliza para expresar eventos discretos. Es necesaria para el modelado de cambio de etapa en las tachas, y en las centrífugas. También es de interés porque nos permite la simulación de ciclos, por ello es una sentencia indispensable para el modelado de procesos batch. .Por ejemplo:

```
WHEN(Ma>=0.00050 AND etapa==7) THEN
--Apretado----->Descarga
M_tc=M_t
M_solc=M_sol
M_cc=M_c
etapa=8
END WHEN
```

3.2 CONEXIÓN: LOS PUERTOS

Se han construido unos puertos específicos para usar en el modelado de esta sección de la azucarera: el puerto jarabe, el puerto masa cocida y el puerto cristal.

Los grupos de componentes químicos que intervienen en el proceso son:

Grupos de componentes químicos que se van a usar

```
ENUM Chemical = {H2O, sacarosa,cristales, impz, CaO,
CaOH2, O2, N2, CH4, C3H8, CO, CO2}
SET_OF(Chemical)jarabes={H2O, sacarosa, impz}
SET_OF(Chemical)masacocida={H2O,sacarosa, impz,
cristales}
SET_OF(Chemical)cristalitos={cristales,H2O, impz}
```

El puerto masa cocida se usa en el cuarto de azúcar a partir de la salida de las tachas. La masa cocida contiene jarabe y cristales.

--Puerto masa cocida

```
PORT masa_cocida(SET_OF(Chemical)Mix)
```

```
EQUAL REAL P "Presión(bar)"
REAL T "Temperatura(°C)"
EQUAL OUT REAL H "Entalpía del jarabe(KJ/Kg)"
SUM REAL W "Flujo másico de vapor(Kg/s)"
SUM IN REAL Wi[Mix] "Flujo másico individual (Kg/s)"
EQUAL OUT REAL C[Mix] "Concentraciones (% l en peso)"
REAL F "Flujo volumétrico de vapor(m3/s)"
REAL Brix "Fracción de sólido (% en peso)"
REAL BrixT "Fracción de sólido de la masa cocida(%
en peso)"
REAL Pureza "Pureza(% en peso)"
REAL Pol "Polaridad (% l en peso)"
REAL cc "Masa de cristales(%Kg)"
SUM IN REAL f_energ "Flujo de energía(Kw)"
REAL Rho "Densidad (Kg/m3)"
EQUAL REAL Ma "Tamaño del cristal(m)"
```

CONTINUOUS

```
1. = SUM (j IN Mix EXCEPT setofElem(Mix,4); C[j])
EXPAND(j IN Mix EXCEPT setofElem(Mix,4)) Wi[j] = C[j] *
W*(1-cc/100.)
W=SUM(j IN Mix;Wi[j])
cc=C[cristales]*100.
Pol = (Pureza/100.) * (Brix/100.)
Pol = C[sacarosa]
Brix = 100 * (C[sacarosa]+C[impz])
BrixT=Brix+(1-Brix/100.)*cc
Rho=Den_masacocida(T, Brix, BrixT, Pureza)
H=Entalpia_masacocida(T, Brix, BrixT,Pureza)
f_energ=W*H
W=F*Rho
```

END PORT

El puerto cristal se usa a la salida de las centrífugas, donde se produce la separación de las mieles y el azúcar:

--Puerto cristal

```

PORT cristal(SET_OF(Chemical)Mix)

REAL T "Temperatura(°C)"
EQUAL OUT REAL H "Entalpía del jarabe(KJ/Kg)"
SUM REAL W "Flujo másico de vapor(Kg/s)"
SUM IN REAL Wi[Mix] "Flujo másico individual (Kg/s)"
EQUAL OUT REAL C[Mix] "Concentraciones (% 1 en peso)"
REAL Brix "Fracción de sólido de las aguas
madres(% en peso)"
REAL Pureza "Pureza(% en peso)"
REAL F "Flujo volumétrico de vapor(m3/s)"
REAL Rho "Densidad (Kg/m3)"
REAL Ma "Tamaño del cristal(m)"
SUM IN REAL f_energ "Flujo de energía(Kw)"

CONTINUOUS
I. = SUM (j IN Mix; C[j])
EXPAND(j IN Mix EXCEPT setofElem(Mix,3)) Wi[j] =
C[j]*W
W=SUM(j IN Mix;Wi[j])
Brix=(C[cristales]+C[impz])*100.
C[impz]=(100./Pureza-1)*C[cristales]
H=Entalpia_cris(T)
f_energ=W* H
Rho=Den_cris(T)
W=F*Rho
END PORT
    
```

4 DIFICULTADES

La cristalización como cualquier otra operación batch presenta grandes dificultades para una simulación, estos procesos son altamente no lineales y en ellos las condiciones de operación varían significativamente en el curso de un mismo lote. Estas características, unidas a los requerimientos de flexibilidad y versatilidad y al alto valor añadido de las producciones involucradas en estos procesos, los hacen muy diferentes a los procesos continuos. Aparece un número elevado de variables(6.426 variables reales, 28 variables booleanas, 312 variables de estado y 13 variables de contorno) y ecuaciones(5.122) que definen el sistema y de relaciones entre ellas. Estas relaciones son, ecuaciones diferenciales y algebraicas, así como las relaciones empíricas, cuya utilización es inevitable. El problema fundamental que se plantea en la simulación de procesos, y que condiciona la elección del modelo teórico, es la resolución de las ecuaciones matemáticas que representan el modelo físico.

5 RESULTADOS GRÁFICOS

Se lleva a cabo la simulación con un tiempo máximo de simulación tal que nos permita la observación del carácter cíclico del proceso. Vamos a mostrar algunos resultados gráficos.

En la figura (9) se representa la evolución de la masa (total, de sacarosa, de impurezas, de agua y de cristales) en de las Tachas de Primera. Se observa claramente hasta donde llega la etapa de llenado, la

etapa donde comienza el crecimiento de cristales y la etapa de descarga. Se grafican dos ciclos.

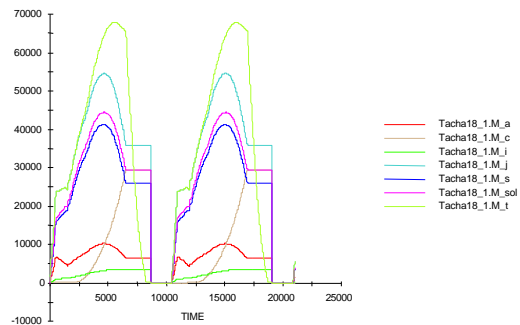


Figura 9. Evolución de las masas en la tacha A en dos ciclos

En la figura (10) se representa la evolución del brix y el brix total, dentro de las Tachas de Primera. Se observa como el brix total es mayor que el brix a partir de la etapa de concentración debido a que tiene en cuenta la formación de cristales. Se grafican dos ciclos.

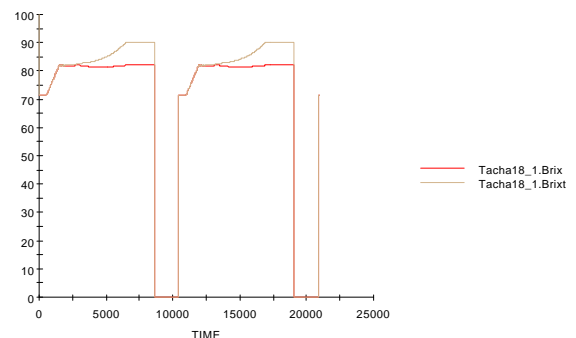


Figura 10. Evolución del Brix y del Brix total en la tacha A en dos ciclos

En la figura (11) se representa la evolución de la temperatura en la tacha, la temperatura en la calandria y la temperatura en el condensador barométrico en las Tachas de Primera. Se puede ver claramente los cambios de etapa marcados por los distintos saltos en las variables. Se grafican dos ciclos.

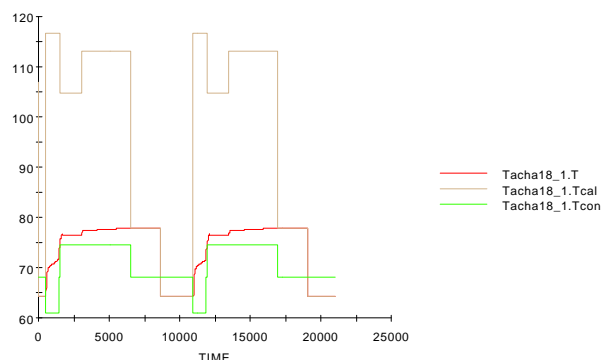


Figura 11. Evolución de la temperatura de la cámara, de la temperatura del condensador, la temperatura de la calandria en la tacha A en dos ciclos

En la figura (12) se representa la evolución flujo de entrada, flujo de descarga de miel pobre, flujo de descarga de miel rica y flujo de descarga de cristales en las Turbinas de Primera. Se puede ver la duración de un ciclo de turbinado y como en la gráfica se muestran tres ciclos.

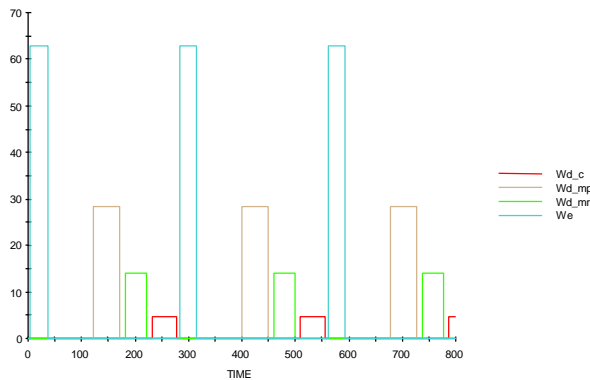


Figura 12. Evolución del flujo de entrada, flujo de descarga de miel pobre, flujo de descarga de miel rica y flujo de cristales en las turbinas de primera, en tres ciclos.

6 CONCLUSIONES

Se resumen las aportaciones de este proyecto:

- Se ha presentado un modelo dinámico del cuarto de azúcar, como el más realista para la simulación del comportamiento de la misma.
- Este modelo matemático, ha sido implementado en un lenguaje de simulación orientado a objetos, EcosimPro.
- Se ha llevado a cabo la simulación del proceso y se ha comprobado su adecuado comportamiento.
- Se ha analizado la respuesta del mismo frente a perturbaciones en distintas variables de entrada del proceso.

Por lo que se dispone de una herramienta a partir de la cual se puede desarrollar un trabajo futuro:

- Contraste con datos experimentales para realizar un ajuste más fino de los parámetros que intervienen en la simulación.
- Estudio de la respuesta dinámica del sistema ante otras perturbaciones en el proceso.
- Ensayar distintas estrategias de control y analizar su comportamiento.
- Estudiar la viabilidad de las distintas alternativas de modelado.

Agradecimientos

Este trabajo se enmarca dentro del proyecto “Simulación de factorías azucareras para optimización del proceso y entrenamiento de personal”(FEDER TAP 1FD97-1450) realizado en el Centro de Tecnología Azucarera de la Universidad de Valladolid. Agradecimientos a todas las personas implicadas en el mismo.

Referencias

- [1] Consuegra, Ramón-Alfonso, Manuel-Riesgo, José-Mayo, Orestes. “Modelización matemática de la masa cocida final”. Revista Cuba Azúcar, Octubre-Diciembre, 1984, p15-20.
- [2] Consuegra del Rey, Ramón-Llompard Ruiz, Ovidio. “La modelización matemática del proceso de cocción y su vinculación con la automatización de la operación”. Control,
- [3] Díaz , T-Freedman, P. “Modelo matemático de un tacho de azúcar crudo. Parte I”. Revista Cuba Azúcar, N°10-12, p 34-38.
- [4] Gros, H., “Model for vacuum pan Crystallizers”. Computers & Chemical Engineering. Vol 3. Pp. 523-526, 1979. Cibernética y Automatización N°4-Año XXI-1987.
- [5] Lang, Yi-Dong-M.Cervantes, Arturo y T.Biegler, Lorenz. “Dynamic modelling and optimization of batch crystallization processes”. Disponible en http://dynopt.cheme.cmu.edu/general/Cr_ml_6.pdf
- [6] Lauret, P.-Boyer, H.-Gatina, J.C. “Hybrid modelling of a sugar boiling process”. Control Engineering Practice 8 (2000), p 299-310.
- [7] Tavare, Narayan S. “Industrial Crystallization. Process Simulation, Analysis and Design”. Plenum Press, New York, 1995.
- [8] Vaca Rodríguez, César. “Modelado, simulación y Regulación de un Cristalizador a vacío”. Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática, Facultad de Ciencias, Universidad de Valladolid. Proyecto de Tesina.

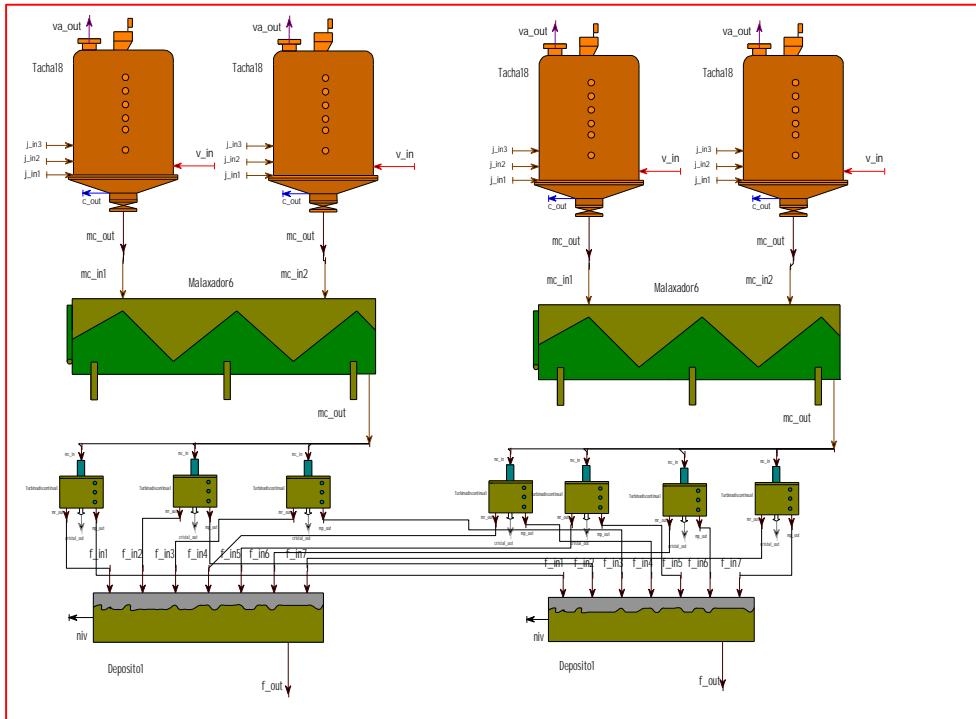


Figura 13. Conexión de los equipos integrantes de la sección primera del cuarto de azúcar.

