

Librería de Modelos Orientada a Objetos para la Simulación del Cuarto de Azúcar: Cristalizador Continuo por Evaporación al Vacío.

Rogelio Mazaeda, César de Prada, Alejandro Merino, Luis F. Acebes

*Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática. Facultad de Ciencias.
Universidad de Valladolid. Paseo del Prado de la Magdalena. S/N. Valladolid.
(e-mail: rogelio@cta.uva.es, prada@autom.uva.es, alejandro@cta.uva.es,
felipe@cta.uva.es).*

Resumen: El Cuarto de Azúcar constituye el último departamento importante de una fábrica de azúcar de remolacha. Recibe de las secciones anteriores de la fábrica un jarabe concentrado de sacarosa y entrega el azúcar blanco cristalizado de valor comercial. En este artículo se describen las características generales de una librería Orientada a Objetos para modelar el Cuarto de Azúcar típico, con el objetivo de crear herramientas de simulación para entrenamiento de operarios. La librería ha sido desarrollada en el lenguaje EL de EcosimPro. A modo de ejemplo, se describe de forma detallada el modelo dinámico del cristalizador continuo por evaporación al vacío. Copyright © 2011 CEA.

Palabras Clave: Lenguajes de Simulación, Simuladores, Modelos de Proceso, Técnicas de Modelado con Objetos, Simulación por Ordenador, Equipos de Proceso.

1 INTRODUCCIÓN

Las fábricas de azúcar de remolacha se dividen convencionalmente en dos secciones o departamentos fundamentales: el Cuarto de Remolacha y el Cuarto de Azúcar. El primero se ocupa de las labores necesarias para entregar a la siguiente sección una solución técnica o impura de sacarosa en agua, con unos niveles de concentración adecuados. El Cuarto de Azúcar, por su parte, recibe dicho jarabe concentrado y entrega los cristales de azúcar con la calidad comercial exigida y como subproducto un jarabe, llamado melaza, con casi todas las impurezas originales, pero que todavía puede ser utilizado como materia prima para la producción de alcohol.

La calidad de la masa de granos de azúcar es, obviamente, el objetivo fundamental de este departamento final de la fábrica pero sin descuidar los aspectos económicos que pasan, en primer lugar, por evitar que se pierda demasiada sacarosa con las melazas, pero que también implican el uso eficiente de los recursos energéticos, fundamentalmente el vapor, en cada una de las unidades individuales.

En este departamento final de la fábrica se tienen un conjunto de cristalizadores con diferentes principios de operación, que mezclan unidades de tipo *batch* o *semibatch* con otras continuas, en un esquema de producción que intenta maximizar el rendimiento económico sin comprometer la calidad del producto final.

En este contexto complejo, al que hay que añadir la insuficiencia de mediciones en línea debido a la dificultad de obtener el valor de variables importantes para el control del proceso a un coste económico razonable, el papel del operario de la sala de control adquiere una importancia decisiva.

En el presente artículo se detallará el modelo de los cristalizadores continuos por evaporación al vacío. Este modelo específico se brinda como un componente reutilizable de la Librería de Modelos Orientada a Objetos del Cuarto de Azúcar (Mazaeda, 2010) cuyo objetivo es servir de base a la creación de herramientas de simulación para entrenamiento de operarios.

En la sección 2 se describe la estructura típica de un Cuarto de

Azúcar de remolacha, haciendo énfasis en la tercera etapa del departamento que es la que habitualmente aloja a los cristalizadores de funcionamiento continuo. La sección 3 detalla las características generales más notables de la librería de componentes diseñada y los supuestos de modelado comunes que han enmarcado el proyecto. La sección 4 está dedicada al planteamiento del modelo matemático de la tacha continua por evaporación mientras que en la 5 se da cuenta de algunos detalles de implementación en el lenguaje de modelado híbrido Orientado a Objetos EL de EcosimPro. La sección 6 refiere el proceso de calibración de los parámetros del modelo general para reproducir el comportamiento de un equipo real. Finalmente en la sección 7 se realizan algunos ejercicios de simulación sobre el modelo de la tacha, que ilustran la utilidad del mismo, en el contexto de un simulador de entrenamiento.

2 EL CUARTO DE AZÚCAR.

La cristalización es el proceso más significativo que tiene lugar en el departamento del Cuarto de Azúcar. A continuación se describen brevemente los elementos más importantes del fenómeno para posteriormente describir el esquema de fabricación más utilizado en la industria azucarera.

2.1 La cristalización.

En la práctica se suele tomar la concentración del soluto como fuerza motriz y condición de existencia de la cristalización. Así, para el caso específico de una solución impura de sacarosa, se puede definir la sobre-saturación (s) como:

$$s = \frac{q_{sac/ag}}{y_{sat} q_{sac/ag,p}(T)} \quad (1)$$

Donde $q_{sac/ag}$ es la concentración de sacarosa expresada en este caso como la razón de sacarosa a agua y $q_{sac/ag,p}$ es la concentración que define la solubilidad de la propia sustancia a la temperatura dada, T , para una solución pura.

Las soluciones industriales, sin embargo, no son soluciones binarias, puesto que inevitablemente, contienen disueltas muchas otras sustancias orgánicas e inorgánicas a las que se hace referencia, de manera colectiva, como impurezas o no azúcares. La presencia de estas sustancias adicionales, en general, aumenta la solubilidad de la sacarosa en un factor igual al llamado coeficiente de saturación que es mayor que la unidad (y_{sat}).

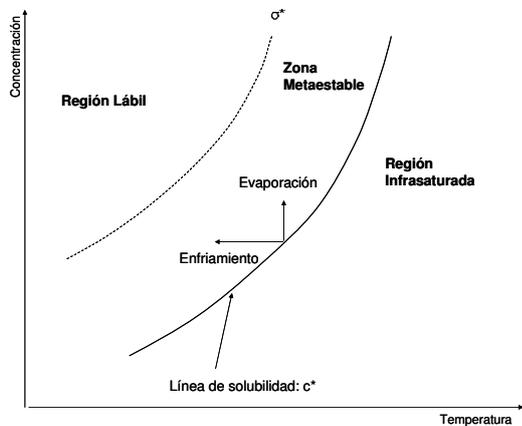


Figura 1. Curva de solubilidad.

Se ha encontrado (Van der Poel *et al*, 1998), que el coeficiente de saturación depende de la concentración de impurezas según la llamada expresión de Vavrincez:

$$y_{sat} = A \cdot q_{imp/ag} + B + (1 - B) \cdot \exp(C \cdot q_{imp/ag}) \quad (2)$$

En la cual $q_{imp/ag}$ es la razón en masa de impurezas con respecto al agua, mientras que A , B y C son parámetros a ajustar en dependencia de las condiciones locales de la fábrica.

En la figura 1 (Mullin, 2001) se muestra una curva típica de solubilidad (marcada c^*), que bien puede corresponder a la de la sacarosa. La curva de solubilidad divide el plano de concentración-temperatura en dos regiones: la región infrasaturada por debajo de c^* , donde la cristalización no es posible y donde de hecho ocurriría la disolución de los cristales previamente existentes, y la región sobre-saturada, por encima de la curva de solubilidad, en la que ocurre el crecimiento de los cristales de azúcar.

La región sobre-saturada a su vez se divide en otras dos sub-regiones: la zona meta-estable y la zona lábil. En la primera, para valores moderados de la sobre-saturación relativa ($\sigma = s-1 < \sigma^*$) se produce crecimiento de los cristales existentes pero el riesgo de nucleación espontánea, esto es la creación de nuevos cristales directamente de la solución, es despreciable. En la zona lábil por el contrario, para valores altos de σ , la probabilidad de nucleación crece de manera exponencial.

En la figura 1 se también se evidencian las formas utilizadas en las azucareras para crear las condiciones de sobre-saturación necesarias para la cristalización, mediante evaporación del solvente y mediante enfriamiento de la solución.

2.2 Esquema de fabricación.

Existen varias estructuras posibles para el diseño de un Cuarto de Azúcar, aunque el esquema de tres etapas (figura 2) es el más utilizado en las fábricas actuales (Asadi, 2007).

En esta disposición, la primera etapa A se encarga de la fabricación del azúcar comercial de alta pureza y con una

población de granos lo más uniforme posible y con el tamaño medio correcto. Esto se realiza mediante una batería de cristalizadores industriales o *tachas* por evaporación. En estas unidades que funcionan en régimen *semi-batch*, se hacen crecer los granos de azúcar a partir de una siembra inicial de pequeños cristales, cuidando en todo momento mediante la combinación del ritmo de evaporación adecuado y la reposición de la sacarosa a partir del suministro controlado de licor de alimentación, que la sobre-saturación se mantenga en la zona meta-estable y no se produzca la formación de nuevos cristales o *falso grano*. Las *tachas* entregan finalmente la masa-cocida, una suspensión muy densa de granos embebidos en la llamada miel madre constituida esta última por aquellos elementos del licor original que han permanecido a lo largo del proceso: el agua que no se ha evaporado, la casi totalidad de las impurezas de todo el licor que se ha introducido y aquella fracción de sacarosa que no ha podido ser cristalizada. La masa-cocida es entonces procesada en un conjunto de centrifugas en las cuales los cristales son separados de la miel madre que los contiene. Para obtener un producto final de alta pureza se impone la necesidad de introducir agua en las centrifugas, pero este hecho, tecnológicamente inevitable, hace que una parte de las mieles reciba el aporte de una fracción del azúcar ya cristalizado que resulta re-disuelto. Las centrifugas, que habitualmente operan en modo *batch*, entonces entregan, en adición al azúcar, dos tipos de mieles: una inicial que esencialmente corresponde a la miel madre original, llamada *miel pobre* y otra, obtenida en un instante posterior del ciclo de trabajo, después de la introducción de agua, llamada *miel rica*, de una pureza mayor y que es reciclada dentro de la misma etapa.

Las etapas B y C se encargan de agotar la *miel pobre* originalmente entregada por la etapa A. La pureza de esta miel, alrededor del 86% si la correspondiente al licor A presentara un valor típico de 92%, hace que el hecho de descartarla sea incompatible con una operación económicamente razonable del departamento. Las dos etapas de agotamiento en serie, tienen similar estructura básica, pero ahora el azúcar obtenido es simplemente reciclado hacia la primera etapa, para ser disuelto en la *refundidora* y así aprovechado en la formación del licor de la etapa del producto comercial. La miel pobre de la etapa B es el elemento central en la creación del licor de alimentación de las tachas de la etapa C, pero la miel pobre de esta última, llamada melaza, con una pureza del 60% o menos, si la fábrica es operada correctamente, ya no puede ser agotada en las condiciones tecnológicas habituales.

2.3 Descripción de la tercera etapa.

La topología de la etapa C del Cuarto de Azúcar (fig. 2), resulta más compleja que la de las etapas anteriores debido al aumento de la viscosidad de las masas (Azucarera Ebro, 2004), que ocurre a su vez, como consecuencia de la menor pureza de las mieles y la consecuente necesidad de una mayor concentración para lograr la sobre-saturación imprescindible.

En un primer momento, al inicio de la etapa, se utiliza una tacha *semi-batch* para la creación del llamado *magma C*. Este magma hará las funciones de siembra en la tacha por evaporación continua que viene inmediatamente después, la que, a su vez, entrega una denominada *masa C*, con miel madre de una pureza menor a la original, pero que todavía puede seguir siendo agotada.

Sucede que ahora, ya no resulta tecnológicamente factible acudir a la evaporación para crear sobre-saturación y se debe apelar al

enfriamiento de la masa que se lleva a cabo en grandes intercambiadores de calor. La viscosidad, que aumenta con la disminución de la temperatura, se hace cada vez un problema mayor, y, en previsión de este fenómeno, una parte de la masa C es desviada hacia una llamada *centrífuga intermedia* para eliminar una fracción de los cristales, reciclándolos directamente hacia la primera etapa.

Por fin, a la salida de los cristalizadores verticales, la pureza de la miel madre habrá descendido de los 60 puntos porcentuales como exige una operación económicamente viable de la fábrica. De las centrífugas al final de la sección se obtiene el azúcar C que debe ser reciclado mientras que la miel entregada es ya la *melaça*, el subproducto fundamental del departamento.

El azúcar recuperado, C e intermedio, debe ser reciclado hacia la primera etapa, pero primero debe ser *afinado*, mezclándolo con las mieles más puras y de menor color de segunda, en la llamada *empastadora*.

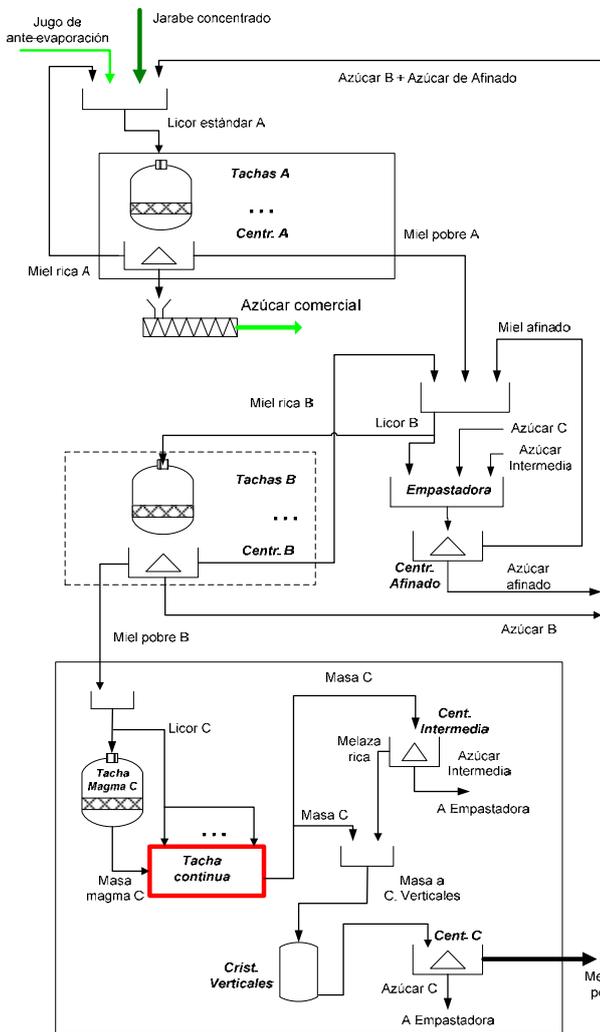


Figura 2. Esquema de de tres etapas del Cuarto de Azúcar.

2.4 Descripción de la tacha continua por evaporación al vacío.

Las tachas continuas por evaporación suelen estar construidas divididas internamente en un determinado número compartimentos con el objetivo de disminuir, en la medida de lo posible, la dispersión excesiva del tamaño del grano asociada a una operación continua en un depósito perfectamente mezclado. El modelo abordado es el de tacha FCB de Fives Cail (Azucarera

Ebro, 2004), uno de los más extendidos en la industria (fig. 3). La unidad está conformada por un depósito alargado, dividido en varios compartimentos, a través de los cuales circula la masa. Los diferentes diseños se distinguen unos de otros en el volumen relativo de los mismos, el patrón de circulación de la masa, así como en los detalles constructivos de la calandria: el dispositivo diseñado para proveer la energía térmica necesaria para la ebullición.

La masa-cocida pasa de un compartimento al siguiente, alternando la vías de salida de derecha a izquierda y de arriba abajo, para favorecer una buena circulación, evitando tanto la presencia de zonas donde el producto se estanque, como de otras donde ocurran *cortocircuitos* en los que el mismo pase de un compartimento al siguiente sin permanecer en cada uno el tiempo requerido. Los cristalizadores de tipo FCB pueden tener desde ocho hasta veinte compartimentos, aunque en una de las configuraciones más extendidas tienen trece. Los compartimentos suelen tener dimensiones relativas diferentes, aumentando de volumen hacia la salida de la unidad.

El calor necesario para la ebullición de la masa dentro del cristalizador es cedido por el vapor de agua que condensa en unos tubos horizontales que discurren a todo lo largo del equipo y que están colocados en capas verticales una encima de la otra, permitiendo la circulación de la masa entre los mismos, con lo que se busca maximizar el área de contacto disponible a la transferencia de calor. Esta denominada *calandria* realiza hasta tres pases a todo lo largo del cristalizador (Journet, 2002).

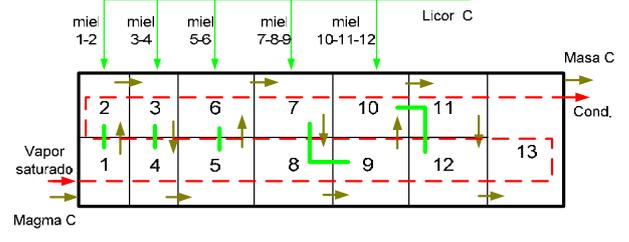


Figura 3. Esquema de circulación de la masa, del vapor de calefacción y de aporte de miel por compartimento.

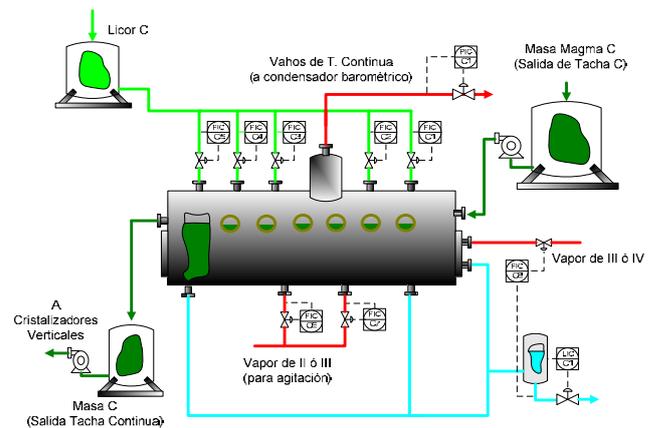


Figura 4. La tacha continua y sus equipos auxiliares.

En los cristalizadores de azúcar por evaporación, cualquiera sea el régimen de trabajo, el proceso de eliminación del agua en exceso se lleva a cabo en condiciones de vacío, a presiones en torno a los 200-250 (mBarA). De esta forma se garantiza que la

ebullición ocurra a temperaturas menores que las que serían necesarias a la presión atmosférica y esto es importante porque las soluciones de sacarosa a altas temperaturas (en exceso de 90°C) sufren un proceso de degradación térmica conocida como *caramelización* que afectaría la calidad del azúcar, en particular su color.

La tacha continua, está completamente cubierta por un espacio cerrado común a todos los compartimentos, que recibe los vahos provocados por la evaporación del agua en la masa-cocida circulante. La presión de vapor en la cámara es mantenida en los valores requeridos por medio de un controlador de tipo PID que manipula la apertura de una válvula de control que permite la salida de los vahos hacia un condensador barométrico.

La presencia de la calandria hace que la agitación sólo se pueda suministrar mediante la inyección de vapor de agua. Existen dos tomas de entrada para este vapor de agitación y cada uno de ellas está provista de una válvula de control cuyo apertura es manipulada por sendos controladores PID que regulan el caudal volumétrico de entrada.

La agitación ayuda a aumentar la homogeneidad de la masa y por tanto la uniformidad del grano pero también mejora la eficiencia energética de la instalación. La influencia de la agitación sobre el ritmo de cristalización es mucho menos importante a los niveles de pureza que se tienen en la tercera etapa.

En la medida en que la masa-cocida avanza de compartimento en compartimento, se hace necesario reponer parte de la sacarosa que cristaliza mediante la adición de licor en determinados puntos, situados, convenientemente, a lo largo de la tacha. En la figura 3, donde además se muestra la disposición relativa de cada compartimento y el orden en que la masa avanza a través de los mismos, así como la disposición de la calandria, se describen los puntos de adición de licor de tercera. En este caso existen cinco tomas, controladas individualmente por válvulas de control accionadas por reguladores PIDs.

La sobre-saturación que se alcanzará en cada compartimento será entonces, una vez fijadas la pureza y el Brix (concentración de sacarosa e impurezas) del licor y de la miel madre del magma, así como el contenido de azúcar de esta última, el resultado de la combinación del ritmo de evaporación de agua impuesto, de las cantidades de jarabe introducidos en el compartimento en cuestión y en los anteriores, y también por supuesto, de la velocidad de flujo de la masa en el equipo.

En una disposición típica de la tacha continua, y tal como se muestra en la figura 4, el caudal de vapor de entrada a la calandria es regulado mediante una válvula de control accionada por un controlador PID que recibe como variable de proceso el valor del caudal de agua a la salida del depósito de condensados. Este último caudal es decidido por otro controlador PID que regula el nivel del mencionado depósito.

El nivel del último compartimento, y por tanto el del resto de la tacha, es regulado, tratando en todo caso que no supere ciertos límites: se trata, por una parte, de cubrir completamente la calandria para maximizar el coeficiente de transferencia de calor y por la otra, de no sobrepasar la altura de los paneles divisorios lo que crearía perjudiciales cortocircuitos en la circulación de la masa.

La carencia de suficientes mediciones en línea es uno de los escollos a vencer para una conducción eficaz de la unidad: la sobre-saturación sólo puede ser inferida a partir del conocimiento de la concentración y pureza de las masas y mieles, así como del contenido de cristales de azúcar que las primeras transportan, pero tampoco los valores de esta variables son medidas en la fábrica típica con la profusión y la frecuencia

que sería deseable. En cualquier caso, el control apropiado de la tacha continua es posible, si se mantienen estables tanto la calidad del licor, como el trabajo de la tacha del magma C y por tanto las características de este último.

La tacha puede ser conducida manipulando de manera individual cada uno de los bucles de control básicos dando valores locales a la referencia de los correspondientes controladores: el de entrada de vapor, de entrada de masa magma C, de vacío o el de cada una de las tomas de entrada de miel. Con el objetivo, sin embargo, de facilitar el control de la unidad, se establece un modo de funcionamiento semi-automático que permite controlar la marcha de la tacha en dependencia de la predicción que el operario de la sala de control haga de cuáles serán las disponibilidades de magma o de licor C. En este régimen de trabajo, bastará simplemente con modificar la consigna del controlador de vapor de entrada a la calandria y a partir de ahí se modificarán en cascada y de manera proporcional, los caudales de masa a la tacha y de licor a cada uno de los compartimentos. Así el caudal de licor se pone en función del caudal medido de agua condensada (Q_{agua}) mediante una expresión del tipo:

$$Q_{licC_sp} = K_l Q_{agua} \frac{B_{des}}{B_{des} - B_{licC}} \quad (3)$$

Donde B_{des} es el Brix deseado de la masa a la salida de la tacha continua (en torno al 95%) mientras que B_{licC} es el Brix real (medido en línea o en el laboratorio) del licor C. El parámetro K_l se ajusta en cada caso concreto para obtener las concentraciones adecuadas de la masa, y establece la relación apropiada entre el caudal de agua y el caudal total de mieles para obtener el Brix deseado una vez conocida la concentración de las mieles.

A su vez, las consignas de los PIDs de cada toma individual se determinan a partir del caudal total de licor requerido, mediante:

$$Q_{lic_sp}[i] = Q_{licC} \cdot k[i] \quad (4)$$

Donde los $k[i]$ individuales (en este caso con i en el rango 1-5) deben sumar la unidad. Estas ganancias individuales permiten fijar la concentración e , indirectamente, la sobre-saturación, en cada compartimento. Ellas determinan la forma de la llamada *curva de brixes* mientras que K_l decide los desplazamientos de esta, paralela a sí misma, hacia valores superiores o inferiores de concentración.

Por su parte, la referencia para el controlador de magma C a la tacha se fija en un valor que resulte de la expresión:

$$Q_{magma_sp} = K_m \cdot Q_{licC_med} \cdot B_{licC} \quad (5)$$

El parámetro K_m , brinda la relación que se debe garantizar entre la referencia del controlador de caudal a la tacha, Q_{magma_sp} , y el caudal de licor medido total inyectado, Q_{licC_med} , y su valor depende de las características del magma C que se está recibiendo.

3 LA LIBRERÍA DE MODELOS DEL CUARTO DE AZÚCAR.

Se ha desarrollado una librería de modelos del Cuarto de Azúcar con clases de componentes generales parametrizables que representan las principales unidades ya mencionadas, junto a otros componentes de un nivel jerárquico inferior que actúan como bloques de construcción de las primeras.

Así existen clases de componentes (figura 5) que modelan las

tachas *semibatch* y las tachas continuas por evaporación al vacío. También se tienen los cristalizadores continuos por enfriamiento y las centrífugas utilizadas para separar los granos de azúcar, existentes en sus versiones *batch* y continuas.

El objetivo de los modelos, la creación de herramientas de entrenamiento de operarios, enmarca todo el esfuerzo realizado y determina la naturaleza de las suposiciones utilizadas. Por una parte, los modelos de las unidades deberán tener el suficiente nivel de detalle como para reflejar todos aquellos elementos con los que el operario en entrenamiento podría interactuar: si en la planta real se puede accionar sobre determinada válvula o escribir en un parámetro dado del programa de control de la tacha, pues esos elementos deben estar correctamente reflejados en el modelo.

Pero por otra parte, se necesita simular al menos todo el modelo del departamento porque sólo de esta forma el operario podrá estudiar el resultado, en ningún caso trivial, de las interacciones de las distintas unidades en una *flowsheet* tan extenso como el que deberá enfrentar en la fábrica real.

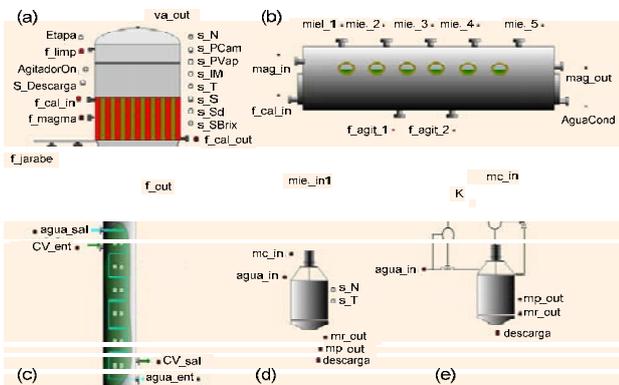


Figura 5. Representación gráfica de los componentes finales del Cuarto de Azúcar.

Esta segunda necesidad pone un límite al nivel de detalle que puede finalmente ser logrado y, por tanto, al grado de resolución con el que pueden describirse los fenómenos individuales.

La estrategia aquí seguida, ha sido la de la descripción fiel de la estructura de cada una de las unidades de proceso, así como el planteamiento escrupuloso de los balances de masa y energía que tienen lugar en cada caso, pero utilizando de modelos globalizados.

Es importante obtener una representación adecuada de la velocidad de los procesos de transferencia de las cantidades conservadas y hacer que dependa de la manera correcta del estado del sistema. Este último requerimiento es esencial, sobre todo en equipos *batch* donde no basta con dar un valor puntual para la velocidad de cristalización, por ejemplo, sino que se requiere de un valor que cambie en dependencia del estado variable de la unidad a lo largo del ciclo de trabajo.

Cuando no sea adecuada la suposición de depósitos perfectamente mezclados, se acude al recurso de colocar en serie el número suficiente de bloques con modelos globales. Este sería el caso de la tacha continua, en la que la aproximación de la distribución de tiempos de residencia real es clave, entre otros cosas, para lograr un representación correcta de la distribución de tamaños del grano,

Entre las suposiciones generales más importantes aplicables al conjunto de la librería del Cuarto de Azúcar se tienen las siguientes.

- Se sigue la práctica habitual de la mayoría de los estudios azucareros de considerar todas las sustancias diferentes de la sacarosa (cristalizada o disuelta) y el agua agrupadas en un solo componente: las impurezas.
- No se considera transferencia de masa entre las impurezas y ninguna otra especie: esto implica no considerar el fenómeno de la inversión en virtud del cual el disacárido sacarosa se convierte en los monosacáridos glucosa y fructosa.
- No se considera el fenómeno de las inclusiones, que ocurre cuando parte de la miel madre queda atrapada dentro del cristal producto de un crecimiento muy rápido del mismo.

En la librería se utilizan las propiedades físico-químicas de las principales sustancias del departamento que han sido tomadas de la excelente compilación realizada por Bubnik, *et al* (1995).

La librería de modelos del Cuarto de Azúcar forma parte de un proyecto más amplio que incluye el modelado y simulación de la fábrica de azúcar en su conjunto (Merino *et al*, 2009), que contiene los modelos de las unidades del otro departamento importante: el Cuarto de Remolacha (Merino, 2008), la creación de una herramienta de tipo SCADA diseñada especialmente al entrenamiento, así como la implantación de un esquema de simulación distribuida en una red informática (Alves *et al* 2008). Por su parte, ya en relación al Cuarto de Azúcar, existen otras contribuciones que dan cuenta de los detalles de los modelos de diferentes unidades importantes como por ejemplo, la dedicada a la tacha de funcionamiento discontinuo (Mazaeda y Prada, 2007) o las centrífugas (Mazaeda y Prada, 2010). También se han discutido temas concernientes al tratamiento de las discontinuidades que surgen del carácter híbrido de los modelos (Mazaeda *et al*, 2008).

4 MODELO DE LA TACHA CONTINUA.

Existen varios trabajos previos sobre modelado de tachas continuas por evaporación al vacío para la industria azucarera, así se tienen por ejemplo las contribuciones de Broadfoot (1980), Hoekstra (1985), Love (1991) y más recientemente un muy completo tratamiento del tema por Hassani, Saidi y Bounahmidi (2001). La contribución de Llano-Restrepo (2005), aunque específicamente dedicada a los cristalizadores verticales por enfriamiento, merece ser citada en este contexto.

Cualquier esfuerzo de modelado en esta área, además, se beneficia del aporte de un conjunto importante de literatura técnica sobre el proceso de fabricación de azúcar (ver Van der Poel *et al*, 1998 y las referencias ahí contenidas), en particular en lo que concierne a la cinética de la cristalización (Heffels, 1986; Ekelhof y Schliephake, 1995).

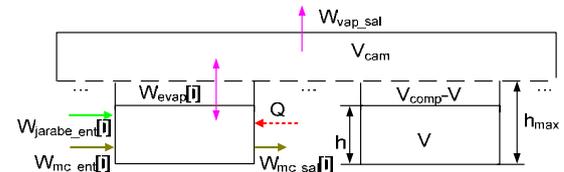


Figura 6. Esquema de Tacha Continua utilizado para el desarrollo del modelo.

El aporte del presente trabajo, y que se deriva directamente del propósito que se persigue de entrenamiento, reside en el hecho de utilizar modelos dinámicos y en el énfasis en intentar la representación de todos los detalles con los que el operario puede interactuar en la planta real, haciéndolo además con el

grado de robustez suficiente que permita ejercitar la simulación en condiciones no habituales. El modelo no se ciñe, como es el caso en muchas ocasiones, a la descripción de un fenómeno específico que tiene lugar en la tacha continua sino que pretende representar el impacto de que sobre la unidad tiene el funcionamiento de cada válvula y cada controlador individual.

La tacha continua se modelará como la conexión en serie de un conjunto de depósitos perfectamente mezclados en los cuales ocurre el crecimiento de los cristales de azúcar (fig. 6), pero en los que también puede ocurrir la formación de nuevos cristales o incluso la disolución parcial de la masa de granos. En principio y a falta de información experimental sobre el modelo de mezcla de la unidad, se utilizarán trece depósitos perfectamente mezclados, tantos como compartimentos tiene la tacha. En cada uno de estos modelos en serie se considerarán los balances de masa y energía, así como se seguirá la evolución de la fase discreta sólida de los cristales de azúcar a través de las correspondientes ecuaciones de balance de población.

Se realiza el balance de masa total (M) y a los componentes del magma: sacarosa (M_{sac}), cristales de azúcar (M_{cris}) e impurezas (M_{imp}) para cada uno de los compartimentos. En las ecuaciones desde la (6) a la (9) el parámetro i va desde 1 al número de compartimentos de la tacha. En los balances participan las corrientes de masa-cocida de entrada y salida al compartimento (W_{mc_ent} , W_{mc_sal}), así como el aporte de licor (W_{jarabe}) y la evaporación de agua (W_{evap}), todas expresadas en kg/s.

$$\frac{dM[i]}{dt} = W_{mc_ent}[i] + W_{jarabe}[i] - W_{evap}[i] - W_{mc_sal}[i] \quad (6)$$

$$\frac{dM_{sac}[i]}{dt} = W_{sac_mc_ent}[i] + W_{sac_jarabe}[i] - W_{crec}[i] - W_{sac_mc_sal}[i] \quad (7)$$

$$\frac{dM_{cris}[i]}{dt} = W_{cris_mc_ent}[i] - W_{cris_mc_sal}[i] + W_{crec}[i] \quad (8)$$

$$\frac{dM_{imp}[i]}{dt} = W_{imp_mc_ent}[i] + W_{imp_jarabe}[i] - W_{imp_mc_sal}[i] \quad (9)$$

El caudal de sacarosa que cristaliza (o se disuelve), W_{crec} , se determina a partir de la densidad de flujo R_g (en kg/s.m²) y del área total de los cristales de azúcar existentes A_{cris} (en m²), que como se verá depende del segundo momento de la distribución de tamaños μ_2 y de un factor de forma de superficie f_s que brinda la relación entre el tamaño de los cristales y su área. El término V_{mm} es el volumen libre de sólidos: el ocupado por la miel madre en la mezcla (m³).

$$W_{crec} = R_g \cdot A_{cris} = R_g (f_s \mu_2 V_{mm}) \quad (10)$$

Se ha considerado que el tamaño inicial de los nuevos núcleos es cero. El caudal de agua que evapora se determina según (11).

$$W_{evap}[i] = K_{evap} \cdot (P_{eq}[i] - P_{cam}) \quad (11)$$

Se asume la existencia de equilibrio térmico entre las fases correspondientes a la masa y el vapor y esto implica considerar que la presión existente en el espacio del vapor, P_{cam} , tiene en todo momento el mismo valor que la presión de equilibrio del vapor en la solución de cada compartimento, $P_{eq}[i]$ (en N/m²). La constante K_{evap} , no tiene un significado físico. Se escoge lo suficientemente alta como para forzar la igualdad aproximada de

las mencionadas presiones. Se debe procurar, sin embargo, no asignar un valor innecesariamente elevado a esta constante porque ello aumentaría, de manera gratuita, el grado de rigidez numérica del problema.

Para calcular la presión del vapor en la cámara se realiza el balance de masa del vapor que contiene.

$$\frac{dM_{vap}}{dt} = \sum_{i=1}^{nc} W_{evap}[i] - W_{vap_sal} \quad (12)$$

La presión de vapor en la cámara es calculada a partir de la masa de vapor existente, el volumen que ocupa y su temperatura. Se utiliza, por simplicidad la ley de los gases ideales, lo que se justifica puesto que se trabajará con presiones bajas.

$$P_{vap} = \frac{\left(\frac{M_{vap_cam}}{MM_{H_2O}} \right) \cdot R \cdot T_{vap}}{V_{vap}} \quad (13)$$

Donde R es la constante de los gases ideales (JK⁻¹mol⁻¹), V_{vap} el volumen ocupado por los vahos (m³), T_{vap} su temperatura (K). El término MM_{H_2O} hace referencia a la masa molar del agua (kg.mol⁻¹).

Por su parte la presión de equilibrio del vapor en la solución, depende por supuesto de la temperatura, pero también de las características de la solución, en este caso del Brix y la pureza de la miel madre a partir de relaciones conocidas (Bubnik *et al*, 1995).

$$P_{eq}[i] = Peq(B_{mm}[i], P_{mm}[i], T[i]) \quad (14)$$

Las fases del vapor y de la masa-cocida en cada compartimento compiten por el volumen físico disponible en la tacha de acuerdo a (15).

$$V_{vap} = V_{cam} + \sum_{i=1}^{nc} \left(V_{comp}[i] - \frac{M[i]}{\rho_{mc}} \right) \quad (15)$$

En (15) V_{cam} es el volumen exclusivamente dedicado a la cámara de vahos y V_{comp} (m³) el correspondiente a cada compartimento. El balance de energía en la cámara de vahos:

$$\frac{dE_{vap}}{dt} = \frac{1}{M_{vap}} \sum_{i=1}^{nc} W_{agit2} h_{agit2} - W_{vap_sal} h_{vap} - \left(W_{evap}[i] h_{evap}[i] + W_{agit1} h_{agit1} \right) \quad (16)$$

En (16) la entalpía de los vahos de cada compartimento hacia la cámara se corresponde con la del vapor de agua sobrecalentado. Esto es así, en la medida en que provienen de la masa, cuyo punto de ebullición se eleva por encima del correspondiente al agua (efecto ebulliscópico) en un valor conocido que depende de su pureza y concentración. El balance (16) también tiene en cuenta el aporte energético de los caudales de vapor de agitación W_{agit1} y W_{agit2} , de entalpías específicas h_{agit1} y h_{agit2} (J/kg) respectivamente, los cuales a los efectos del modelo, se consideran saturados y que dependen, de forma conocida, de la presión. La temperatura existente en la cámara, T_{vap} , se obtiene a partir de tablas compiladas en función de la energía interna específica (E_{vap} en J/kg) y de la presión en la cámara P_{cam} (bar).

Los balances energéticos en cada compartimento tiene la forma (17) con h_{mc_ent} y h_{jarabe} representando las entalpías específicas (J/kg) del caudal de magma de entrada y la correspondiente al licor inyectado respectivamente, mientras que h_{vap} es la correspondiente al vapor sobrecalentado que evapora. La entalpía específica del jarabe depende de manera conocida de la composición (pureza y Brix) y de la temperatura. Mientras que la entalpía de la masa-cocida se calcula en función de la del jarabe y la del azúcar en grano asumiendo mezcla perfecta. En (17) p_{ot_agit} es la potencia específica de agitación comunicada a la masa tanto por los caudales de W_{agit1} y W_{agit2} como por el propio burbujeo de la evaporación, W_{evap} . La potencia de agitación es utilizada para producir el movimiento mecánico del magma que se manifiesta en forma de turbulencias, pero que eventualmente termina siendo disipada en forma de calor. La temperatura de la masa en cada compartimento, T_{mc} en (°C) se determina a partir de la entalpía específica h_{mc} y de la composición de la masa a través de tablas conocidas (Bubnik, *et al* 1995).

$$\frac{dh_{mc}[i]}{dt} = \frac{\begin{bmatrix} W_{mc_ent}[i] \cdot h_{mc_ent}[i] + \\ W_{jarabe}[i] \cdot h_{jarabe}[i] + \\ Q_c[i] - W_{evap}[i] \cdot h_{vap}[i] - \\ W_{mc_sal}[i] \cdot h_{mc}[i] - h_{mc}[i] \frac{dM[i]}{dt} \end{bmatrix}}{M[i]} + p_{ot_agit}[i] \quad (17)$$

La energía en forma de calor intercambiado entre la zona de la calandria correspondiente y la masa en el interior de cada compartimento se estima mediante:

$$Q_c[i] = U[i]A[i](T_{cal}(P_{cal}) - T[i]) \quad (18)$$

El coeficiente global de transmisión de calor U (J/m²s°C) se modifica con las condiciones de la masa en el compartimento, para estimarlo se puede utilizar, por ejemplo, la siguiente expresión empírica ya utilizada en Hassani, Saidi y Bounahmidi (2001):

$$U[i] = \frac{K_u \cdot T[i]}{B_{mm}[i]} \quad (19)$$

Donde K_U (W/°C.m²) es un parámetro ajustable. La determinación de la temperatura en la calandria T_{cal} depende unívocamente de la presión en la misma P_{cal} si se hace la suposición razonable de que el vapor de calefacción es saturado. La presión, a su vez, se determina aplicando igualmente la ley de gases ideales, a partir de la masa contenida en la cámara de calefacción. Esta última magnitud se obtiene del correspondiente balance.

$$\frac{dM_{cal}}{dt} = W_{cal_ent} - W_{cond} \quad (20)$$

Donde W_{cal_ent} es el caudal de vapor de calefacción de entrada y W_{cond} representa el flujo de vapor que condensa, determinado en función de Q_{c_tot} (W), el calor total intercambiado entre la calandria y todos los compartimentos y Q_{lat} (J/kg), el llamado calor latente que es función conocida de la presión vigente en la cámara (P_{cal}).

$$W_{cond} = \frac{Q_{c_tot}}{Q_{lat}(P_{cal})} \quad (21)$$

El modelo completo de la calandria en realidad es más complejo e incluye la posibilidad de modelar la disminución del coeficiente de transmisión de calor que ocurre durante las llamadas inundaciones de la cámara de intercambio por el agua contenida en la trampa de condensados (los detalles se pueden consultar en Mazaeda, 2010).

La evolución de la fase discreta representada por la población de cristales de azúcar es seguida en cada compartimento mediante la correspondiente ecuación de balance de población (EPB).

$$\frac{\partial n}{\partial t} = \frac{Q_e n_e - Q_s n - n \frac{dV_{mm}}{dt}}{V_{mm}} - \left[\frac{\partial(G(L) \cdot n)}{\partial L} \right] + B - D_{dis} \quad (22)$$

El formalismo de las EPB puede ser en general representado mediante la ecuación en derivadas parciales anterior (Ramkrishna, 2000), donde se sigue la evolución de $n(L,t)$, que es la función densidad que describe la cantidad de partículas en función de la dimensión característica de las mismas, L (m). La función densidad se expresa por unidad de volumen de la solución o miel madre. Los términos Q_e y Q_s (m³/s) son los caudales volumétricos de la miel madre de entrada y salida que transportan los cristales de la suspensión, V_{mm} (m³) el volumen total de miel madre en el compartimento, G (m/s) es la velocidad lineal de crecimiento del cristal, que en general depende del propio tamaño de las partículas y por supuesto de las condiciones de la miel. Los términos B y D_{dis} (s⁻¹m⁻³) representan respectivamente los cristales nuevos que surgen por nucleación espontánea y los que desaparecen en la disolución, cuando producto de un crecimiento negativo se llega a la dimensión mínima posible. En este caso no se consideran otros fenómenos como pueden ser la aglomeración de cristales o su ruptura.

La solución de una ecuación en derivadas parciales puede ser abordada por cualquiera de los métodos conocidos, diferencias finitas (DF) por ejemplo, pero se requiere un considerable esfuerzo computacional, que no es asumible si el objetivo es la simulación en tiempo real de plantas completas, como es el caso del propósito que anima este proyecto. Sin embargo, para el modelo presentado, todo lo que se requiere es el seguimiento de algunos momentos de la distribución de tamaños: en particular el segundo μ_2 que da directamente el área agregada de los cristales. En este caso se puede aplicar la transformación de momentos (Ramkrishna, 2000) obteniéndose el conjunto de ODEs representado en (23), en los que L_n (m) representa el tamaño inicial de los nuevos núcleos.

En rigor, la obtención de un conjunto cerrado de momentos requiere que la velocidad de crecimiento no dependa de la dimensión de los cristales y que no ocurra la desaparición de los mismos por disolución. Ambas condiciones, aunque no se cumplen estrictamente, pueden asumirse como aproximadamente ciertas y con más razón en el caso de las tachas que trabajan en régimen aproximadamente estacionario.

$$\frac{d\mu_k}{dt} = kG\mu_{k-1} + \frac{Q_e \mu_k^e - Q_s \mu_k - \frac{dV_{mm}}{dt} \mu_k}{V_{mm}} + B_{nuc}(t) \cdot L_n^k \quad (23)$$

Se ha considerado suficiente seguir los primeros seis momentos del balance de población: se puede estimar de esa forma el

tamaño medio en masa de la población (24) y el coeficiente de variación (25) de dicha magnitud.

$$L_{mm} = \frac{\mu_4}{\mu_3} \quad (24)$$

$$CV = 100 \sqrt{\frac{\mu_5 \mu_3}{(\mu_4)^2} - 1} \quad (25)$$

El ritmo de nucleación secundaria se modela en este trabajo según la expresión (26), donde se pesan positivamente la sobre-saturación en exceso de la unidad σ y cc la fracción en masa de cristales de azúcar ya existentes en la solución. Los términos ρ_{mm} y ρ_{cris} representan las densidades de miel madre y del cristal ($\text{kg}\cdot\text{m}^{-3}$), mientras que k_b ($\text{s}^{-1}\text{m}^{-3}$), k_g y k_c son parámetros ajustables. El modelo adoptado para la nucleación no utiliza explícitamente el concepto de zona meta-estable aunque el mismo está implícitamente representado a través de los valores dados a los parámetros libres ya mencionados.

$$B_{nuc} = \frac{k_b}{\rho_{mm}} \cdot \sigma^{k_g} \cdot \left(\frac{\rho_{mm} \cdot cc}{\rho_{cris} \cdot 100} \right)^{k_c} \quad (26)$$

La velocidad de crecimiento lineal del tamaño de las partículas (G) se deriva directamente del ritmo específico de transferencia de masa R_g mediante (27) en una expresión que tiene en cuenta los factores de forma superficie f_s y de volumen f_v .

$$G = \frac{f_s R_g}{3 \rho_{cris} f_v} \quad (27)$$

El flujo de sacarosa por unidad de superficie R_g se determina, por su parte, de acuerdo a:

$$R_g = \begin{cases} \beta \cdot c^* \cdot \sigma & \sigma < 0 \\ f_{crec}(\beta, P_{mm}, T, \sigma) & \sigma > 0 \end{cases} \quad (28)$$

La disolución de los cristales existentes, que ocurre cuando $\sigma < 0$, es un proceso de transferencia de masa. El término c^* (kg/m^3) es la concentración de sacarosa que define la solubilidad a la temperatura vigente en la mezcla. El valor del coeficiente de transferencia de masa β (m/s), a falta de datos experimentales específicos, se obtiene considerando válida la expresión semi-empírica de Frössling a partir de:

$$\beta = \frac{L}{D} \left(2 + \phi \text{Re}_p^{1/2} \text{Sc}^{1/3} \right) = \frac{L}{D} \left[2 + 0.3 \left(\frac{\rho_{cris} u L}{\eta_{mm}} \right)^{1/2} \left(\frac{\eta_{mm}}{\rho_{cris} D} \right)^{1/3} \right] \quad (29)$$

En (29) Re_p es el número de Reynolds referido a la partícula de tamaño L , y Sc es el número no dimensional de Schmidt. Ambos números pueden a su vez expresarse en función de la velocidad de desplazamiento relativo entre los cristales y la solución u (m/s), de la densidad de los granos ρ_{cris} y de la viscosidad dinámica de la miel η_{mm} ($\text{kg}/\text{m}\cdot\text{s}$) y del coeficiente de difusión D (m^2/s).

La velocidad de desplazamiento se toma como la velocidad de asentamiento modificada por la presencia de la masa de cristales

existente:

$$u = \frac{0.065(\rho_{cris} - \rho_{mm})gL^2(1-cc)^{5.1}}{\eta_{mm}} \quad (30)$$

En cuanto a la determinación del ritmo de crecimiento de los cristales ($\sigma > 0$) se ha seguido una expresión debida a Ekelhof y Schliephake (1995) que, ligeramente modificada, se muestra en (31).

$$f_{crec}(\beta, P_{mm}, T, \Delta C, cc) = f_{bb}(cc) \cdot \frac{\Delta C_{eff}}{\frac{1}{\beta} + \frac{1}{k_s} + \frac{1}{k_R}} \quad (31)$$

En (31) el proceso de cristalización se considera formado por tres pasos, uno de difusión, de ganancia β idéntica al de la disolución, otro de integración a la superficie k_s y por último el integración a la estructura cristalina k_R .

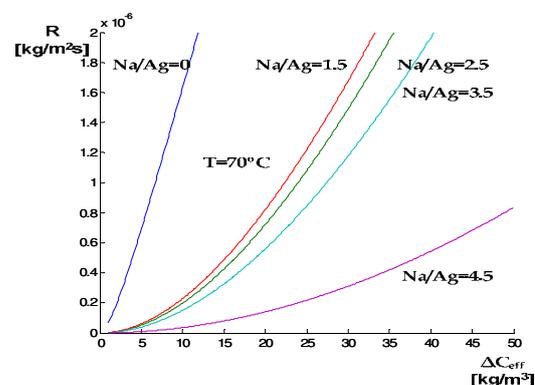


Figura 7. Evolución de R_g en función de la sobre-saturación efectiva, la concentración de impurezas y la temperatura.

A su vez, el término ΔC_{eff} es una llamada diferencia de concentraciones efectiva (32) que modifica la diferencia de concentraciones tradicionalmente utilizada substrayendo un término c_{ns} que depende de la concentración de impurezas y que modela el hecho, comprobado experimentalmente, de que para soluciones impuras se necesita una sobre-saturación mayor para comenzar a observar el proceso de la cristalización.

$$\Delta C_{eff} = c - c^* - c_{ns} \quad (32)$$

La determinación de los valores de k_s , k_R y c_{ns} en función de la temperatura y de la concentración de impurezas puede ser seguido en el artículo original y también en Llano-Restrepo, (2005).

La expresión original para el crecimiento ha sido modificada mediante la multiplicación de un factor, $f_b(cc)$ para tener en cuenta la influencia de la presencia de la masa de azúcar ya cristalizada en la suspensión. Este factor fuerza a que se cumpla el comportamiento comprobado por Bubnik y Kadlec (1984) quienes acreditaron que cuando el contenido de azúcar (cc) pasa de 20% a un 60% el ritmo de crecimiento de los cristales disminuye a la mitad.

La figura 7 muestra el perfil del ritmo de transferencia de masa específico en función de la diferencia de concentraciones

efectiva a la temperatura de 70 °C y para varias purezas, expresadas aquí como la razón en masa de no-azúcares a agua. En la figura 8 se muestra gráficamente la importancia relativa de los tres componentes que determinan el coeficiente de transferencia de masa en cada compartimento para una tacha continua calibrada a partir de datos de fábrica. En todos los casos se observa que la ganancia del paso de incorporación a la superficie k_s , domina (es menor) que las correspondientes al paso de integración a la estructura cristalina k_r , y al de difusión volumétrica β . En (8.c) se refleja la densidad de flujo de sacarosa resultante Rg . En (8.a) y (8.b) se muestran la diferencia efectiva de concentración que aquí se considera impulsa el proceso de cristalización y la sobre-saturación definida de la manera usual, respectivamente. En (8.d) y (8.f) se da cuenta de la concentración de la miel y de la pureza por compartimento, variables que influyen decisivamente en las anteriormente mencionadas.

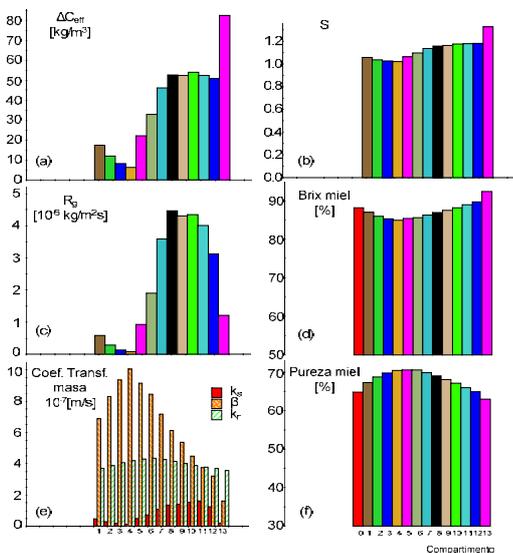


Figura 8. Perfil por compartimento de variables relacionadas con el crecimiento de los cristales.

5 IMPLEMENTACIÓN EN ECOSIMPRO.

La librería ha sido desarrollada en el lenguaje EL de **EcosimPro** (EA International, 1999), una herramienta de modelado y simulación de sistemas híbridos Orientada a Objetos (OO). El paradigma OO en este contexto implica la posibilidad de realizar el llamado *modelado físico* (Cellier, Kofman 2006). Esto es, la creación de modelos matemáticos de sistemas complejos a partir de la interconexión topológica de componentes reusables de un nivel jerárquico inferior, de manera análoga a como se crearía un prototipo físico.

La descripción de las unidades fundamentales del departamento se realiza acudiendo a un conjunto de clases básicas que representan modelos globalizados de volúmenes perfectamente mezclados.

En la figura 9, se ilustra la jerarquía de clases básicas en la medida en que se aplica al desarrollo del modelo de la tacha continua. En todos los casos se implementan las ecuaciones correspondientes a los balances de masa, energía y población, pero se utiliza el mecanismo de la herencia, propio del paradigma OO, para ir precisando detalles y profundizando en la riqueza de la descripción. Así por ejemplo, la clase más elemental, *CompD*, solo considera la posibilidad de disolución,

pero es suficiente para describir adecuadamente unidades como la *refundidora*. La clase *CompDCN* hereda el comportamiento de la anterior y añade la posibilidad de ocurrencia de los fenómenos de crecimiento y la nucleación. Finalmente en *CompTC*, clase que sirve de plantilla para generar los objetos que representan los compartimentos de la tacha continua, se describe el proceso de evaporación del agua.

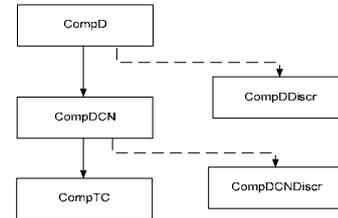


Figura 9. Jerarquía de clases mostrando relaciones de herencia.

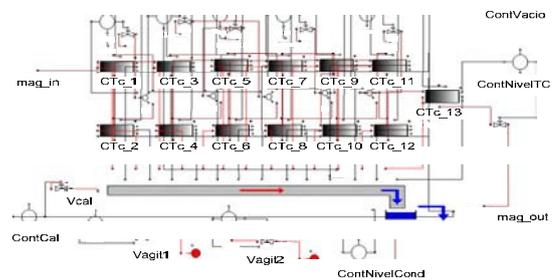


Figura 10. Esquema de Conexión para el Modelo agregado de la Tacha Continua de Evaporación al Vacío.

El modelo final de la tacha continua, entonces se obtiene (fig. 10) como un componente agregado a partir de la conexión de la cantidad necesaria de instancias de la clase *CompTC*. El componente agregado también incluye componentes especiales, pero también reutilizados en otros modelos finales de la librería, para representar la cámara de vahos común a todos los compartimentos y la calandria de vapor. Se utilizan adicionalmente otras clases de tipo estándar tales como válvulas y controladores PIDs disponibles una librería de componentes comunes de la factoría azucarera (Merino *et al*, 2009).

Figura 11. Evolución de la forma de la distribución de tamaños de cristales en compartimentos 1,8 y 13.

En la jerarquía mostrada en la figura 10, se observa la existencia de componentes como *CompDCNDiscr* cuya posición viene indicada por líneas discontinuas. En este caso se trata de componentes diseñados para ser utilizados exclusivamente durante la etapa de verificación del modelo. En estos componentes se utiliza el método de diferencias finitas (DF) para

resolver las EBP en lugar del método de los momentos. En estas etapas de desarrollo se puede ganar confianza en la calidad de la solución utilizada, al poder seguir la forma de la distribución de tamaños, sin reparar en el mucho mayor esfuerzo computacional requerido.

En la figura 11 se observa la forma de la distribución de tamaños obtenida de la manera recién descrita, para tres compartimentos de la tacha continua durante el funcionamiento estacionario de la unidad. Se verifica el comportamiento típico esperable en que el valor promedio de la población de granos aumenta de un compartimento al siguiente, al mismo tiempo que el ancho de la distribución crece. Las oscilaciones que se advierten para los valores inferiores del tamaño de la partícula constituyen un artefacto numérico conocido que es provocado por el método DF.

6 CALIBRACIÓN.

Se disponen de pocos datos obtenidos en fábrica acerca del funcionamiento de la tacha continua por evaporación al vacío: se miden sólo algunas variables, útiles para la conducción de la unidad, pero insuficientes para realizar una validación dinámica en toda regla de los modelos. Se tienen medidas de las temperaturas en algunos puntos interiores, así como las presiones de vahos en la cámara y el caudal de aguas condensadas, los caudales de vapor de agitación y el nivel de masa en el último compartimento. Se miden además en línea el el Brix de la miel de alimentación así como el caudal que recibe cada compartimento. También se mide el Brix de la Masa C y el caudal de alimentación del magma a la tacha.

Existen mediciones fuera de línea de la pureza, el Brix de la miel madre de Magma C, y el contenido de azúcar, así como de la pureza del licor estándar C. Estas mediciones se realizan con menor frecuencia, típicamente una vez cada turno de trabajo. No se miden, sin embargo, las características concernientes al tamaño medio o el coeficiente de variación de la población de cristales.

Tabla 1. Valores de entrada para el Magma C y el licor de tercera. Con * valores asumidos para variables medidas con muy poca frecuencia.

	Magma C	Licor C
B _{mm} (%)	88.1	79.9
P _{mm} (%)	64.8	74.25
cc (%)	36.6	-
L _{mm} * (µm)	120	-
Cv* (%)	35	-

El manejo de la tacha se basa, en gran medida, en la experiencia del operario y en su habilidad adquirida para apreciar el estado de la masa a partir del aspecto visual de la misma o de su consistencia al tacto.

A pesar de lo anterior, si se puede ganar confianza en el modelo a partir de comparar los resultados que brinda, utilizando los datos de operación de la tacha, con los valores conocidos típicos de operación de la unidad.

En la tabla 1 se muestran los valores de las propiedades más significativas del magma y del licor C de entrada a la tacha representadas como el promedio de los valores leídos desde la planta real. En la tabla 2 se muestran igualmente los valores de los caudales de entrada utilizados durante la calibración que corresponden igualmente a la media de los valores reales, mientras que en la tabla 3 se muestran los coeficientes de reparto de la miel por compartimento.

Tabla 2. Valores de entrada para los caudales máscicos de magma C, de licor C y de vapor de calefacción.

W _{mc_ent} [T/h]	W _{jarabe} [T/h]	W _{cal_ent} [T/h]
9.4	19.9	3.43

Tabla 3. Coeficientes de reparto de miel.

K ₁	K ₂	K ₃	K ₄	K ₅
0.32	0.35	0.25	0.06	0.02

Tabla 4. Parámetros ajustados.

K _u	A	B	C	k _b	k _g	k _c
100	0.22	0.74	-1.84	2.10 ⁷	7	1

Los parámetros k_b , k_g y k_c que determinan el ritmo de nucleación secundaria y el ancho de la zona meta-estable y que son de difícil y costosa determinación, se han ajustado a valores que den resultados coherentes con lo recogido en la literatura (tabla 4). El proceso de calibración se ha realizado entonces, básicamente considerando como parámetros libres los coeficientes A , B y C que determinan el impacto de las impurezas sobre el coeficiente de saturación y el parámetro K_u que ayuda a determinar el coeficiente de transferencia de calor entre la calandria y la masa en cada compartimento.

Tabla 5. Valores reales y simulados.

	Masa C			
	Media	Inf.	Sup.	Simul.
B _{mm} (%)	91.9	91.6	92.2	92.1
P _{mm} (%)	63.3	62.8	63.8	63.0
cc (%)	33.6	32.7	34.6	34.3

Se ha logrado el ajuste mostrado en la tabla 5, donde se ofrecen los valores promedio del Brix de la miel madre, su pureza y la razón en masa de cristales a la salida del último compartimento. Se recoge además, para cada caso, el intervalo de valores en los que se encontrará la media real con una confianza del 95% y los valores estacionarios obtenidos de la simulación, en todos los casos dentro del rango mencionado.

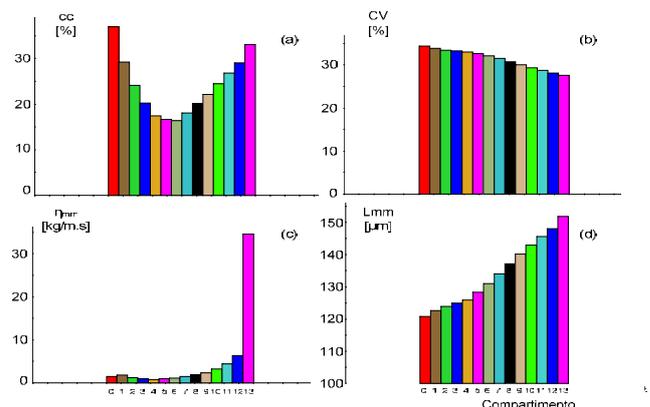


Figura 12. Perfil por compartimento de variables significativas del proceso.

En la figura 12 se da cuenta del perfil de algunas importantes variables obtenidas con el modelo calibrado que recogen los valores del contenido de azúcar cc , de la viscosidad de la miel madre η_{mm} , así como de otras características relacionadas con la

población de cristales: el tamaño promedio L_{mm} y el coeficiente de variación CV .

Una validación rigurosa no ha sido posible con los datos disponibles, aunque el hecho de que sea posible ajustar el modelo de trece compartimentos en serie, donde se realiza el complejo proceso de cristalización, cada uno con condiciones de pureza, Brix, viscosidad y contenido de azúcar muy diferentes, utilizando apenas cuatro parámetros comunes a toda la tacha, ayuda a ganar confianza en el modelo utilizado.

Por otra parte, el modelo ha sido validado cualitativamente por expertos del sector.

7 EJEMPLO DE LA UTILIDAD DEL MODELO PARA EL ENTRENAMIENTO DE OPERARIOS.

Sería ideal operar la tacha continua en un régimen estrictamente estacionario, sin necesidad de cambiar nunca el ritmo de trabajo de la misma. Sin embargo en la práctica el operario deberá hacer cambios y ajustes en la conducción de la instalación con vistas a adaptarse a los cambios de ritmo inevitables del departamento, a las perturbaciones de variables importantes como la pureza de las mieles y a la disponibilidad de recursos energéticos como el vapor.

En la figura 13 se muestra la evolución en el tiempo de algunas importantes variables tanto ante perturbaciones como frente a las acciones correctivas tomadas por el operario sobre el sistema de control semi-automático ya explicado.

En la figura 13.c, por ejemplo, se introduce un cambio en el contenido de azúcar del magma (punto 1) que se suministra al primer compartimento de la tacha, lo cual provoca una reducción inmediata de la superficie total de los granos de azúcar que está disponible a la cristalización en el primer compartimento, y este hecho se manifiesta en la reducción progresiva del Brix (B_{mm} en fig. 13.e) y de la pureza de la miel (Pu_{mm} en fig. 13.g) de la masa en cada compartimento y finalmente en la masa C a la salida después de un tiempo retardo de unas cinco horas. El contenido de azúcar de la masa (cc en fig. 13.3) también disminuye como consecuencia de la disminución de la cristalización aunque obviamente lo hace sobre todo como consecuencia de la reducción original en la masa de cristales a la entrada (figs. 13.e y 13.g). La disminución de la masa total de sacarosa que cristaliza, conduce a un nuevo equilibrio, con una mayor saturación (fig. 13.g) de la miel en los compartimentos (la concentración permanece invariable y hay más sacarosa en la solución) y una mayor densidad de flujo de sacarosa hacia los cristales (fig. 13.d), que no logra por supuesto compensar la disminución del área disponible de los mismos. Una vez desaparecidos los efectos dinámicos, se observa en 13.h que la presencia relativa de nuevos granos de azúcar surgidos por nucleación secundaria respecto al total de granos (expresada mediante el índice $Gr_{sal/ent}$), ha aumentado, resultado que es coherente con el aumento de la sobre-saturación. En la figura 13.h se muestran además otros índices de funcionamiento de la tacha utilizados en la industria, $Mag_{ent/sal}$ y $Cris_{ent/sal}$ que representan la razón entre la salida y la entrada de los caudales de magma y de cristales de azúcar respectivamente.

La variación de las características del caudal de magma ha provocado un aumento de la pureza de las mieles a la salida de alrededor de un punto porcentual, situación que de no ser corregida empeoraría el rendimiento económico de la sección (fig. 13.g). La solución del problema requiere que el operario aumente la razón entre el caudal de magma y el caudal de licor estándar (k_m) con el objetivo de introducir más cristales en la

tacha y así suplir la disminución de la presencia de granos en la mezcla (13.b-punto 2). El aumento del flujo de magma C, revierte en buena medida la situación: aumenta el caudal de sacarosa hacia la mayor superficie agregada de cristales, y por consiguiente ocurre la disminución de la sobre-saturación de las mieles (menor cantidad de falso grano) y una menor densidad de flujo de cristalización (Rg).

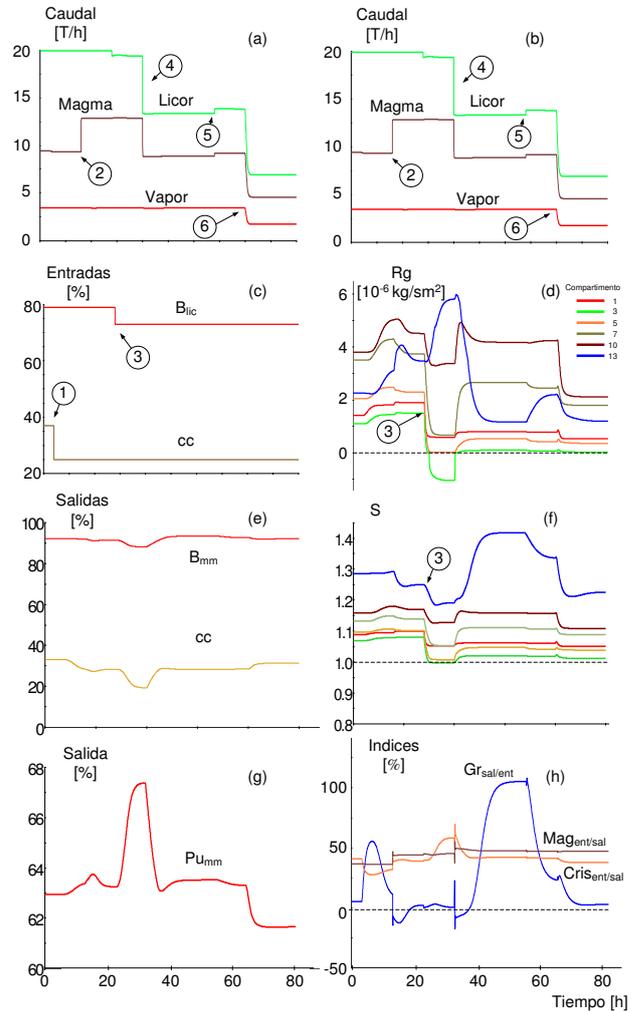


Figura 13. Experimento dinámico sobre el modelo de la instalación de la tacha continua.

Aproximadamente a las 21 horas de comenzado el experimento, se produce otra perturbación, en este caso una disminución súbita del Brix del licor estándar C (B_{lic} en fig. 13.c-punto 3, lo que provoca la inmediata caída de la concentración y por tanto de la sobre-saturación en todos los compartimentos (fig. 13.f punto 3): existe ahora un exceso de agua que no puede ser evaporado en las condiciones vigentes de suministro de vapor a la calandria. La disminución de la sobre-saturación es tal, que cae por debajo de la unidad en el compartimento 3 (fig. 13.f) lo que implica en el mismo una densidad de flujo de signo negativo (fig.13.d) indicando la ocurrencia de disolución. Este hecho se manifiesta en un aumento perjudicial de la pureza de las mieles y, por tanto, de las pérdidas de sacarosa en la sección (fig. 13.g). Para solucionar la situación creada, el operario normalmente introducirá el valor estimado del Brix del licor (que le llega de reportes del laboratorio) en (3) y (5) o directamente cambiará el valor de K_l provocando en cualquier caso una disminución del

caudal de licor a las tachas (fig. 13.a-punto 4) y por tanto un desplazamiento hacia arriba de la curva de Brixes en los compartimentos lo que provoca el correspondiente aumento de la sobre-saturación. Obsérvese que la modificación del caudal de licor se acompaña por cambio proporcional del caudal de magma, guardando automáticamente la relación indicada mediante K_m (5). Inicialmente la disminución del suministro de licor es excesiva y provoca un aumento desaconsejado de la sobre-saturación especialmente en el último compartimento que no recibe aporte directo de licor. La sobre-saturación en este compartimento trece sobrepasa la zona meta-estable para introducirse en franca zona lábil con el consiguiente aumento de la nucleación secundaria, hecho muy negativo para la posterior separación en las centrífugas y que se manifiesta en el aumento en más de un 100% del índice $Gr_{sal/ent}$. Para subsanar esta dificultad se debe aumentar ligeramente el ritmo de introducción de licor, cosa que se realiza a la altura de la hora 55 (fig. 13.a punto 5).

El ritmo de funcionamiento de la tacha se controla modificando la referencia del controlador que determina la introducción de vapor a la calandria. El operario puede decidir, observando el estado actual y la tendencia de las disponibilidades de magma y de licor en sus correspondientes depósitos, el aumento o la disminución del ritmo de trabajo de la instalación. En el experimento simulado en torno a la hora 62 (fig. 13.a-punto 6) se disminuye el flujo de vapor a la calandria y proporcionalmente también los caudales de licor y de magma. Un ritmo de trabajo más lento implica un mayor tiempo de permanencia de la masa en la tacha y un mayor agotamiento de la misma. Se observa en (fig. 13.g) la disminución de la pureza de la miel de la masa que emerge a la salida de la unidad, así como el aumento de su contenido de azúcar.

8 CONCLUSIÓN

La Librería de Modelos del Cuarto de Azúcar que se ha desarrollado brinda un conjunto de componentes finales, listos para ser usados directamente, que representan las unidades e instalaciones completas más importantes de este tipo de plantas. El comportamiento de los modelos puede ser adaptado a las condiciones específicas, ajustando los valores de un amplio conjunto de parámetros

Se ha descrito en detalle el modelo de la tacha continua por evaporación al vacío, ilustrando, mediante ejemplos, su utilidad para el propósito del entrenamiento de operarios.

AGRADECIMIENTOS

Los autores quieren agradecer a la compañía Azucarera Ebro S.L. por su asistencia técnica y apoyo económico.

REFERENCIAS

- Alves, R., J.E. Normey-Rico, A. Merino, L.F. Acebes, C. Prada (2006). EDUSCA (EDUCATIONAL SCADA): Features and Applications. *7th IFAC Symposium in Advances in Control Education ACE 2006*. Madrid, Spain.
- Alves, R., J.E. Normey-Rico, A. Merino, L.F. Acebes, C. Prada (2008). Distributed Continuous Process Simulation: An industrial case study. *Computers and Chemical Engineering*, **32**, pags: 1195 – 1205.
- Asadi, M. (2007). Beet-Sugar Handbook. Ed. Wiley-Interscience Estados Unidos.
- Azucarera Ebro. S.L. (2004). Reportes Técnicos Internos. España.
- Broadfoot, R. (1980). Modelling and optimum design of continuous pans. PhD Thesis. University of Queensland. Brisbane. Australia.
- Bubnik Z. and P. Kadlec (1984). *Zuckerindustrie*. pags: 109 - 117.
- Bubnik Z., P. Kadlec, D. Urban, M. Bruhns (1995). Sugar Technologist Manual. Chemical and Physical Data Manufacturers and Users. Ed. Verlag Dr. Albert Bartens. Alemania.
- Cellier F.E. and E. Kofman (2006). Continuous System Simulation. Ed. Springer-Verlag. Estados Unidos.
- Ekelhof, R., and D. Schliephake (1995). Description of Crystal Growth Rate in pure and impure sucrose solution by means of a single kinetic expression. *CITS Proceedings*.
- EA International (1999). EcosimPro User Manual, EL Modeling Guide, Modeling and Simulation Guide, Mathematical Algorithms.
- Hassani N.S.A., K. Saidi, T. Bounahmidi (2001). Steady State modelling and simulation of an industrial sugar continuous crystallizer. *Computer and Chemical Engineering*, **25**, pags: 1351 - 1370.
- Heffels, S. K. (1986). Product size distributions in continuous and batch sucrose crystallizers. PhD Thesis. Universidad Técnica de Delft. Holanda.
- Hoekstra, R.G. (1985). Program for evaluating and simulation of a continuous pan. *Proceedings of S. Afr. Sugar Technology*. Sud Africa.
- Journet, G. (2002). Advantages of FCB continuous vacuum pan. *International Sugar Journal*, **96**, pags: 500 – 503.
- Llano-Restrepo M. (2005). Modelling and Simulation of Vertical Continuous Cooling Crystallizers for the Sugar Industry. *Ind. Eng. Chem. Res*, **44**, pags: 9244-9263.
- Love D.J. (1991). The use of dynamic programming for determining optimum profiles of operating conditions in continuous pans. *Proceedings of 19th General Assembly of CITS*.
- Mazaeda R. and C. Prada (2007). Dynamic Simulation of a Sucrose Batch Evaporative Crystallizer for Operators Training. *Proceedings of the 19th European Modeling and Simulation Symposium (Simulation in Industry), EMSS 2007*, Bergeggi, Italia.
- Mazaeda R., C. Prada, A. Merino, L.F. Acebes (2008). A Hybrid Object Oriented Library for the Simulation of Sugar Houses, *3rd IFAC Conference on Analysis and Design of Hybrid Systems*. ADHS'09, Zaragoza, España.
- Mazaeda R. (2010). Librería de Modelos del Cuarto de Azúcar de la Industria Azucarera para Entrenamiento de Operarios. Tesis Doctoral, Univ. Valladolid, España.
- Mazaeda R. and C. Prada (2010). Object Oriented Modeling and Simulation of Batch Sugar Centrifuges, *Proceedings of the 22th European Modeling and Simulation Symposium (Simulation in Industry), EMSS 2010*, Fez, Marruecos.
- Merino A., L.F. Acebes, R. Mazaeda, C. Prada (2009). Modelado y Simulación del Proceso de Producción del Azúcar. *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, **6**, pags: 21 - 31.
- Merino A. (2008). Librería de Modelos del Cuarto de Remolacha de la Industria Azucarera para Entrenamiento de Operarios. Tesis Doctoral. Univ. Valladolid. España.
- Mullin, J.W. (2001). Crystallization. Ed. Butterworth-Heinemann. Reino Unido.
- Van der Poel P.W., H. Schiweck, T. Schwartz (1998). Sugar Technology. Beet and Cane Sugar Manufacture. Ed. Verlag Dr. Albert Bartens. Alemania.