

Estrategias de control con referencia variable aplicadas al proceso de Cristalización C en la industria azucarera.

Humberto Morales^a, Estefania Aguirre-Zapata^{a,b,*}, Fernando di Sciascio^a, Adriana N. Amicarelli^a

^aInstituto de Automática (INAUT)-Universidad Nacional de San Juan - Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas. San Juan, Argentina

^bUniversidad Nacional de Colombia, Grupo de investigación Kalman, Medellín, Colombia

To cite this article: Morales, H., Aguirre-Zapata, E., di Sciascio, F., Amicarelli, A. 2023. Control strategies with variable Setpoint applied to the C Crystallization process in the sugar industry. Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial 20, 81-92. <https://doi.org/10.4995/riai.2022.17096>

Resumen

Este trabajo se enfoca en el proceso de Cristalización C en la industria azucarera. Su objetivo es mejorar el desempeño de un controlador clásico, con una ley de control Proporcional - Integral- Derivativa (PID) y un Controlador Predictivo Basado en Modelo No Lineal (NMPC) desarrollados previamente. Con este fin, se propone adicionar a dichas estrategias de control una referencia de sobresaturación variable, que se obtiene aplicando una función de corrección a un valor constante. La función de corrección depende de la curva de ebullición, que relaciona el nivel en el evaporador con la concentración deseada. Con estas mejoras se influye favorablemente en el proceso, garantizando que la sobresaturación opere en valores adecuados y que se alcance la concentración final con mayor eficiencia, en términos de ahorro de tiempo y consumo de energía en el proceso.

Palabras clave: Sobresaturación, Procesos de Cristalización, Estrategia de control con referencia variable, Masa de Cristales.

Control strategies with variable Setpoint applied to the C Crystallization process in the sugar industry.

Abstract

This work focuses on the C crystallization process in the sugar industry. Its objective is to improve the performance of a classical Proportional Integral Derivative (PID) controller and a Nonlinear Model Predictive Controller (NMPC) previously developed. In this order, a variable supersaturation Setpoint is added to the aforementioned control strategies. The variable Setpoint is obtained by applying a correction function to a constant reference value. The correction function depends on the boiling curve, which relates the level in the evaporator to the desired concentration. These improvements favorably influence the process, ensuring that supersaturation operates at adequate values and that the desired concentration is achieved with savings in energy consumption and process operation time.

Keywords: Supersaturation, Crystallization Processes, Control strategy with variable Setpoint, Mass of Crystals.

1. Introducción

La agroindustria azucarera constituye una actividad de amplia repercusión económica y social en América Latina y el Caribe (Cheesman et al., 2004; de Prada et al., 2009). En esta región geográfica se produce alrededor del 30 % del volumen total de azúcar que se comercializa anualmente, pronosticándose valores similares en los años siguientes (De Bernardi, 2019). La producción de azúcar de caña transcurre de manera general por diferentes subprocesos: molienda, clarificación, evapo-

ración, cristalización y centrifugación.

La cristalización es una operación unitaria, con el fin de extraer un soluto no volátil (cristales) de una solución (del licor madre) en estado de sobresaturación (Hugot, 1986). La misma solo tiene lugar en soluciones sobresaturadas. La fuerza motriz detrás del fenómeno de la cristalización es la diferencia de potencial químico que existe entre el estado sobresaturado del licor madre y su estado exactamente saturado o de equilibrio. Por simplicidad, en lugar de la diferencia de potencial químico,

* Autor para correspondencia: Estefania Aguirre-Zapata: eaguirre@inaut.unsj.edu.ar
Attribution-NonCommercial-ShareAlike 4.0 International (CC BY-NC-SA 4.0)

Tabla 1: Nomenclatura, subíndices y acrónimos.

Nomenclatura		Subíndices	
Bx	contenido de sólidos (Bx)	i	impurezas
P_{hs}	presión de vapor en la calandria (bar)	$c, crys$	cristales
cc	contenido de cristales (%)	s	sacarosa disuelta
Cp_m	capacidad calorífica específica ($JKkg^{-1}$)	w	agua
F	flujo volumétrico (m^3s^{-1})	cw	condensado (del vapor)
h	entalpía específica (Jkg^{-1})	f	alimentación
L	calor latente específico (Jkg^{-1})	hs	vapor calefacción
m	masa (kg)	d	valor deseado
$\dot{m} = dm/dt$	flujo másico ($kg s^{-1}$)	ml	licor madre
Pte	pureza (fracción másica de azúcar)(%)	mg	magma (licor madre y cristales)
A	constante de relación entre el volumen y la medida de nivel en el tacho	vap	vapor emitido
Q	potencia aportada por vapor de calefacción (Js^{-1})	Acrónimos	
W	potencia agitador mecánico (Js^{-1})	CSD	Distribución del Tamaño de los Cristales
T	temperatura (C)	RNA	Red Neuronal Artificial
SS	sobresaturación (adimensional)	RPE	Algoritmo de Predicción Recursivo de Errores
k	conductividad (%)	PID	Controlador Proporcional-Integral -Derivativo
α	parámetros del modelo	$NMPC$	Control Predictivo Basado en Modelo no Lineal
ρ	densidad (kg/m^3)	SP	Referencia
P_{abs}	presión absoluta (bar)	f_c	Función de corrección
N	nivel (%)	ϕ	Parámetro de la función de corrección
q	solubilidad (g/g)	γ, b, a, N_u, Bx_v	Parámetros de la curva de ebullición
c_{sol}	coeficiente de Solubilidad (adimensional)	K_p, T_i, T_d, n, I, D	Parámetros del Controlador PID
t_s	tiempo de muestreo (s)		
l_n	límite de nucleación (adimensional)		

suele tomarse la diferencia de concentraciones como la fuerza que impulsa el fenómeno de la formación y crecimiento de los cristales (Mazaeda and de Prada, 2011; Jenkins, 2013). Es en este subproceso donde se producen los cristales sólidos de sacarosa que se emplean posteriormente en la fabricación del azúcar comercial (Honig, 1953). En la industria azucarera la cristalización se desarrolla gradualmente a través de múltiples etapas, para garantizar el agotamiento de las mieles finales y la disminución de la pureza de las masas cocidas (Damour et al., 2010c, 2009). La primera etapa tiene como objetivo lograr una población de cristales con características de calidad adecuadas, que se mide en términos de pureza, forma, tamaño y distribución del cristal (CSD). En cambio la segunda y fundamentalmente la tercera etapa (Cristalización C), tienen como objetivo lograr un agotamiento máximo de la sacarosa independientemente de la calidad de la CSD (Mesbah et al., 2010; Damour et al., 2010c).

Aunque los objetivos son diferentes en cada etapa, el control del proceso debe mantener la sobresaturación en la llamada zona intermedia para garantizar la ocurrencia de la cristalización y evitar la nucleación espontánea (de Prada et al., 2009; Damour et al., 2010c). La sobresaturación constituye la variable principal en los proceso de cristalización y se emplea para controlar todas las operaciones que se realizan en los tachos, por lo que debe incluirse en las estrategia de control para obtener resultados satisfactorios (Piedra, 1995; Rozsa, Lajos et al.,

2015; Rozsa et al., 2011, 2000). Las dificultades para obtener mediciones de sobresaturación en línea, han llevado a la utilización de propuestas alternativas para monitorear y controlar la cristalización en el ámbito industrial. Una variante utilizada es considerar la concentración de la masa cocida (Bx_{mg}) como indicador indirecto de la sobresaturación del licor madre, para evaluar de forma aproximada el desarrollo del proceso. El objetivo es garantizar una determinada concentración en cada punto del proceso utilizando la llamada curva de ebullición (concentración vs. nivel). Dicha curva relaciona la evolución deseada de la concentración con el nivel alcanzado por la masa cocida dentro del evaporador (tacho), para proporcionar el punto de ajuste al controlador de concentración. En la práctica, la curva es ajustada de forma heurística por el operador al inicio de cada lote, teniendo en cuenta la pureza del jarabe de alimentación (Tejerina et al., 2014; Mazaeda et al., 2014).

Otra alternativa empleada frecuentemente en la Cristalización C, es considerar la conductividad eléctrica de la masa cocida (κ) como un indicador de la sobresaturación del licor madre. La κ se toma como variable controlada y sigue un perfil lineal decreciente, utilizándose un controlador Proporcional-Integral-Derivativo (PID) (Grondin-Perez et al., 2006; Damour et al., 2010b). Sin embargo, varias investigaciones experimentales señalan las deficiencias de este controlador, incluso si κ sigue el valor de referencia deseado (Bonnecaze, 2004; Grondin-Perez

En las últimas décadas, diferentes investigaciones se han enfocado en la primera etapa del proceso (Feyo de Azevedo et al., 1993; Lauret et al., 2000; Georgieva and De Azevedo, 2006; Mesbah et al., 2010; Jha et al., 2017; Morales et al., 2018; Meng et al., 2019b,a), en cambio, pocas se focalizan en el monitoreo y control de la tercera etapa o Cristalización C (Damour et al., 2010c). En Grondin-Perez et al. (2005) se propone estimar la pureza del licor madre ($P_{te_{ml}}$) con una red neuronal artificial multicapa (RNA), para favorecer el monito-reo de la Cristalización C. La temperatura del magma (T_{mg}), la concentración de licor madre (Bx_{ml}), la presión de vacío (P_{vac}) y el flujo de alimentación (F_f) se utilizaron como entradas a la RNA. Los pesos de la red se ajustaron mediante un algoritmo de predicción recursiva de errores (RPE).

En Grondin-Perez et al.(2006) se propone monitorear la Cristalización C a través del contenido de cristales en la masa cocida (cc), estimado a partir de mediciones sincrónicas de las concentraciones del licor madre y de la masa cocida. En Damour et al. (2010c) se diseñó un sensor virtual basado en modelo para mejorar el seguimiento de la Cristalización C. Las variables estimadas fueron la masa de cristales m_c , la pureza del licor madre $P_{te_{ml}}$ y la solubilidad de la solución ($q_{sac/w}$) (Damour et al., 2009). El estimador se validó utilizando datos reales del procesos. El error relativo en la estimación de m_c fue inferior a un 4 %. En Damour et al.(2010b,a) se proponen estrategias de Control Predictivo Basado en Modelo No Lineal (NMPC) para controlar la Cristalización C. Como variable controlada se utilizó la m_c y como variable manipulada el flujo de alimentación al evaporador (F_f). Estas estrategias mostraron buen desempeño en el seguimiento de la referencia y el rechazo a perturbaciones tales como una pérdida de vacío en el proceso.

En Morales et al. (2021) se estudiaron diferentes alternativas de control destinadas a la Cristalización C. En correspondencia, se propusieron dos controladores (PID, NMPC) que evidenciaron mejoras respecto a las propuestas previas al incorporar la sobresaturación como variable controlada. Estas estrategias permiten mantener la sobresaturación en valores apropiados, que evitan la ocurrencia de la nucleación espontánea y garantizan un crecimiento adecuado en la masa de cristales. Se comprobó que ambos controladores son robustos frente a perturbaciones típicas en el flujo de vapor de calefacción. Este trabajo, da continuidad al citado anteriormente, adicionando a las estrategias PID y NMPC una referencia de sobresaturación variable (S_{P_v}). Esta nueva referencia se obtiene aplicando a un valor de referencia típico ($S_{P_0} = 1,25$), una función de corrección que se calcula en función de la curva de ebullición deseada. Esta propuesta es ventajosa respecto al control de sobresaturación en un valor constante, ya que además de garantizar que la sobresaturación opere en valores apropiados, se sigue una curva de ebullición adecuada, que permite alcanzar la concentración final con ahorro en el consumo de energía y tiempo de operación del proceso.

El trabajo se organiza de la siguiente manera: en la sección 2 se estudian los conceptos generales del proceso de cristalización y se describe el modelo matemático utilizado; en la sección

3 se describe el estimador de estados empleado, basado en un Filtro de Kalman Unscented, en la sección 4 se estudian brevemente estrategias de control previas, en la sección 5 se diseñan los controladores PID y NMPC con referencia de sobresaturación variable, en la sección 6 se presentan los resultados obtenidos, en la sección 7 se exponen las conclusiones del trabajo.

2. Proceso de Cristalización

2.1. Conceptos generales

La cristalización tiene lugar en evaporadores al vacío denominados tachos. Estos equipos tecnológicos realizan la misma función básica: el crecimiento de los cristales a partir de la migración de las moléculas de sacarosa desde el licor madre hacia la superficie de estos, cuando dentro del equipo se crean las condiciones de sobresaturación necesarias (López, 1969; Mazaeda and de Prada, 2011). La sobresaturación se define habitualmente, como la diferencia de potencial químico que existe entre el estado sobresaturado de la solución y su estado exactamente saturado. En la industria azucarera, suele tomarse como la diferencia de concentraciones entre el estado sobresaturado y el estado saturado de la solución (Mazaeda and de Prada, 2011; Morales et al., 2019). La Fig. 1 muestra la curva de solubilidad de la sacarosa, donde se distinguen tres zonas posibles.

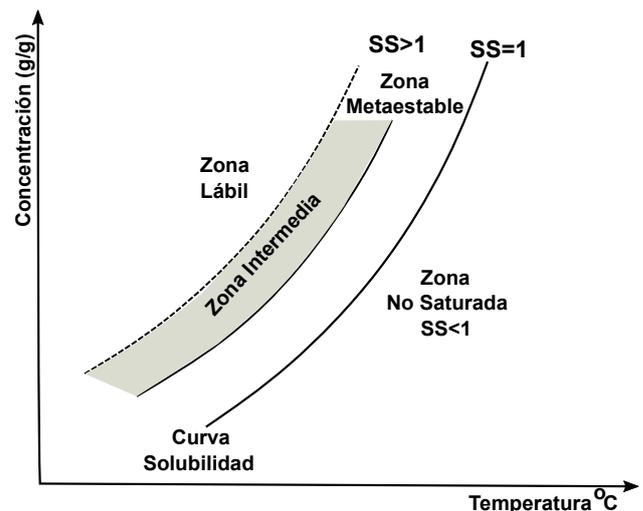


Figura 1: Curva de Solubilidad de la Sacarosa.

La zona no saturada corresponde a valores de sobresaturación inferiores a la unidad, donde no ocurre la cristalización y además se produciría la disolución de los cristales que pudieran existir previamente. En la zona lábil, la sobresaturación alcanza valores elevados (superiores a 1,45). En esta región se produce el crecimiento de los cristales ya existentes, pero aumenta de manera considerable la probabilidad de que se formen nuevos cristales (*falso grano*) mediante un proceso conocido como nucleación espontánea. Estos *falsos granos* son indeseados pues provocan pérdidas económicas e ineficiencia en los subprocesos posteriores. Finalmente, en la última parte de la zona metaestable se sitúa una llamada zona intermedia, que corresponde a valores de sobresaturación superiores a la unidad sin llegar a la zona lábil. Esta es la zona de operación del proceso de cristalización en la industria azucarera, donde se logra el crecimiento de los cristales existentes y se evita la nucleación espontánea.

2.2. Esquema de Cristalización.

El esquema de cocimiento adoptado en los tachos debe garantizar la agotabilidad de las mieles finales e intermedias. Cada fábrica azucarera establece su esquema a partir de las características de la materia prima que procesa y de las condiciones técnicas de sus instalaciones. La Figura 2 muestra un esquema de cristalización para tres masas cocidas, ampliamente utilizado en los ingenios latinoamericanos (Piedra, 1995). Cada masa cocida se desarrolla a partir de una masa inicial denominada *pie*.

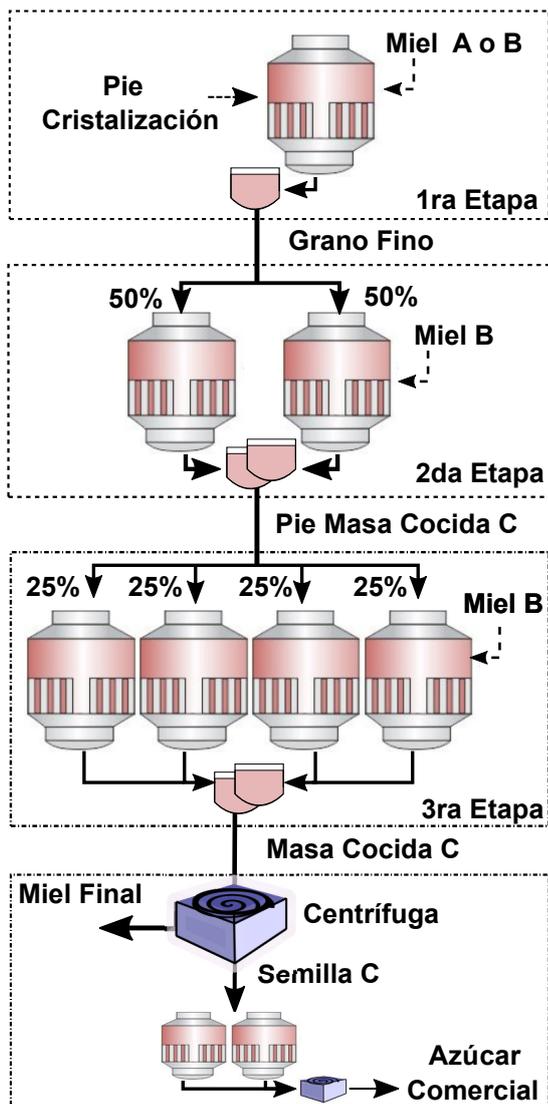


Figura 2: Esquema de Cristalización para tres masas cocidas (Piedra (1995)).

En la primera etapa de la cristalización, el procesamiento de un lote o templa se realiza en varias fases. Inicialmente se *carga* el tacho con licor madre estándar (mezcla de mieles y meladura) hasta que se alcanza el pie de cristalización, unos 20 cm por encima de la calandria (aproximadamente un 40 % del volumen total). A continuación se procede a la fase de *concentración*, aplicando vapor de calefacción (F_{hs}) al evaporador a través de la calandria, hasta que el licor madre alcanza valores de sobresaturación correspondientes a la zona intermedia ($1,15 < SS < 1,25$). En ese momento se produce la *siembra*

o *semillamiento*, que consiste en introducir en el tacho cierta cantidad de cristales de sacarosa. Luego de la siembra, es necesaria una fase de *establecimiento*, donde el proceso debe permanecer en régimen estacionario aproximadamente unos veinticinco minutos, hasta que los cristales sembrados muestren una definición y durezas adecuadas (Piedra, 1995; Georgieva and De Azevedo, 2006; Mazaeda and de Prada, 2011). Posteriormente se desarrolla la *cocción*. Esta fase es la de mayor duración e importancia en el procesamiento de un lote en cualquier etapa. Se trata de conducir el proceso de crecimiento de los cristales manteniendo la sobresaturación de licor madre en la zona intermedia. Se procede alimentando el tacho con el material azucarado adecuado (miel A o B) a medida que se aplica vapor de calefacción (F_{hs}) a través de la calandria. Esta fase termina cuando se alcanza al el nivel final dentro del tacho. Para obtener la concentración final, se realiza generalmente una fase de *apretado*. Este paso consiste en aumentar la concentración de la masa aplicando solamente vapor, hasta darle la consistencia requerida. Un lote que se ha conducido durante la fase de *cocción* con una concentración apropiada, debe consumir pocos minutos para la ejecución de esta operación. Al final de la primera etapa de la cristalización se obtiene una masa cocida denominada *grano fino*, con un volumen igual al dos veces el volumen del pie de cristalización. Si el proceso transcurre con regularidad, los cristales de sacarosa alcanzan un tamaño medio y coeficiente de variación adecuados (Honig, 1953; Mazaeda and de Prada, 2011; Georgieva et al., 2003).

En las etapas siguientes se procura el crecimiento de los cristales obtenidos en la primera etapa, agotando al máximo posible la sacarosa disuelta en las mieles alimentadas al evaporador. En la segunda etapa de la cristalización se desarrollan dos lotes o *templados*, tomando como pie inicial para cada uno el 50 % del volumen total del *grano fino*. El procesamiento de cada lote se realiza mediante una fase de *cocción*, se aplica vapor de calefacción al pie inicial y se alimenta el tacho con el material azucarado requerido (generalmente miel B) para mantener la sobresaturación en los valores adecuados. Cuando la masa cocida alcanza el volumen final, se procede a la fase de *apretado* para obtener la concentración adecuada. La masa cocida obtenida en esta segunda etapa se denomina *pie de masa cocida C* y representa un volumen igual a dos veces el volumen del *grano fino* (Piedra, 1995).

En la tercera etapa de la cristalización se procesan cuatro lotes, tomando como pie inicial para cada uno el 25 % del volumen total del *pie de masa cocida C*. Al igual que en la segunda etapa, el procesamiento de cada lote se realiza mediante una fase de *cocción*. Se aplica vapor de calefacción al evaporador a través de la calandria, a medida que se alimenta el material azucarado requerido (miel B) para mantener la sobresaturación en valores correspondientes a la zona intermedia. El procesamiento del lote termina cuando la masa cocida alcanza el volumen final y la concentración adecuada mediante el *apretado*. La masa cocida obtenida en esta tercera etapa se denomina *masa cocida C* y representa un crecimiento volumétrico igual a dos veces el *pie de masa cocida C* y ocho veces el *pie de cristalización*, que debe ser suficiente para disponer de un grano de tamaño adecuado. La *masa cocida C* se somete a centrifugación para

separar de la miel final los granos de sacarosa (semilla C), que se envían a los tachos comerciales para ser utilizados como pie inicial en la fabricación del azúcar comercial (Piedra, 1995).

2.3. Modelo matemático

Los modelos matemáticos que representan el comportamiento de un tacho durante el proceso de cristalización se basan en balances de masa, energía y población de cristales, así como en relaciones de equilibrio y transferencia de calor (Wright and White, 1974). Esto conduce generalmente a un sistema de ecuaciones diferenciales que implica la solución del balance de población, mediante el método de los momentos, para estimar los parámetros de la distribución del tamaño de los cristales (CSD) y calcular la tasa de cristalización a partir de los dos primeros momentos (Hulburt and Katz, 1964; Ramkrishna, 1985; Damour et al., 2010c). Este enfoque, ampliamente utilizado, está dedicado a la primera etapa de la cristalización, donde se opera con soluciones de alta pureza (Wright and White, 1974) y se hace necesario describir la CSD. En cambio, en la tercera etapa del proceso se utilizan soluciones que contienen una alta proporción de impurezas, lo que cambia considerablemente sus propiedades. Esto dificulta la resolución del balance poblacional y la adaptación de los modelos propuestos para la primera etapa al modelado de la tercera etapa (Damour et al., 2010c).

Damour et al. (2010c) proponen un modelo de tiempo continuo dedicado a la tercera etapa de la cristalización. Este se basa en balances de masa y energía; relaciones de equilibrio y transferencia de calor, evitando la resolución del balance poblacional puesto que no se requiere información sobre la CSD para la última etapa. Se asume que el proceso se desarrolla en evaporadores al vacío que operan como reactores de tanque agitado continuo (CSTR), lo que supone una mezcla perfecta y una solución homogénea. En la descripción de transferencia de calor y masa (HMT) del modelo, se considera que todo el vapor de calefacción suministrado (F_{hs}) se condensa con un retraso de tiempo insignificante respecto a la cinética del proceso y se asume que para evaporar 1kg de agua se necesita aproximadamente 1kg de vapor de calefacción.

El modelo en espacio de estados utilizado en este trabajo (ecuaciones (1)-(5)), es una versión en tiempo discreto del modelo propuesto por Damour et al. (2010c), obtenido mediante la aproximación de Euler $\dot{x}(t) \approx [x(k+1) - x(k)]/ts$, con tiempo de muestreo $ts = 30 \text{ seg}$ (Damour et al., 2010c).

$$m_w(k+1) = [\rho_f(1 - Bx_f)F_f(k) - \rho_{cw}\alpha_{vap}\alpha_Q^{-1}F_{hs}(k)]ts + m_w(k) \quad (1)$$

$$m_i(k+1) = [\rho_f Bx_f(1 - Pte_f)F_f(k)]ts + m_i(k) \quad (2)$$

$$m_c(k+1) = [cc(\rho_f F_f(k) - \rho_{cw}\alpha_{vap}\alpha_Q^{-1}F_{hs}(k)) + \alpha_c]ts + m_c(k) \quad (3)$$

$$m_s(k+1) = [\rho_f Bx_f Pte_f F_f(k) - cc(\rho_f F_f(k) - \rho_{cw}\alpha_{vap}\alpha_Q^{-1}F_{hs}(k)) - \alpha_c]ts + m_s(k) \quad (4)$$

$$T_{mg}(k+1) = \{W + Q + \rho_f(h_f - h_{mi})F_f(k) - \rho_{cw}\alpha_{vap}\alpha_Q^{-1}F_{hs}(k)L_{vap} + L_c [cc(\rho_f F_f(k) - \rho_{cw}\alpha_{vap}\alpha_Q^{-1}F_{hs}(k)) + \alpha_c]\} \frac{ts}{m_{mg}Cp_m} + T_{mg}(k) \quad (5)$$

El vector de estados $x \in \mathbb{R}^{5 \times 1}$ y el vector de acciones de control $u \in \mathbb{R}^{2 \times 1}$ están dados por $x(k) = [m_w(k) m_i(k) m_c(k) m_s(k) T_{mg}(k)]^T$ y $u(k) = [F_f(k) F_{hs}(k)]^T$ respectivamente. Donde m_w es la masa de agua, m_i es la masa de impurezas, m_c es la masa de cristales, m_s es la masa de sacarosa, T_{mg} es la temperatura del magma, F_f el flujo de alimentación y F_{hs} el flujo de vapor de calefacción. En este enfoque, la tasa de cristalización esta dada por la ecuación (3).

Para determinar la sobresaturación se utilizó la expresión (6) (Wright and White, 1974; Suárez et al., 2011).

$$SS = \frac{q_{sac/w}}{q_{sac/w,sat} \cdot c_{sol}} \quad (6)$$

Donde $q_{sac/w}$ es la solubilidad en una solución sobresaturada, dada por la razón de la masa de sacarosa entre la masa de agua, ecuación (7) (Hugot, 1986).

$$q_{sac/w} = \frac{m_s}{m_w} \quad (7)$$

$q_{sac/w,sat}$ es la solubilidad en una solución pura de sacarosa, ecuación (8) (Wright and White, 1974).

$$q_{sac/w,sat} = \frac{W_s [T_{mg}]}{100 - W_s [T_{mg}]} \quad (8)$$

donde W_s es la masa de sacarosa pura (g) que se disuelve en 100g de agua pura a una temperatura dada, se determina mediante la ecuación (9) (Vavrinecz, 1962).

$$W_s(T_{mg}) = 64,447 + 0,08222T_{mg} + 1,6169 \cdot 10^{-3}T_{mg}^2 - 1,558 \cdot 10^{-6}T_{mg}^3 - 4,63 \cdot 10^{-8}T_{mg}^4 \quad (9)$$

El coeficiente de solubilidad c_{sol} se concibe como un factor que describe la influencia de las impurezas en la solubilidad de la sacarosa, se determina mediante la ecuación (10) (Wiklund, 1955; Wagneowski and Dabrowski, 1962; Vavrinecz, 1978),

$$c_{sol} = m \cdot q_{ns/w} + b + (1 - b)e^{-c \cdot q_{ns/w}} \quad (10)$$

donde $q_{ns/w}$ representa la concentración de impurezas en la solución. Los parámetros de calidad del licor madre m , b y c dependen de la composición específica de las impurezas, cuyos valores son bastante inciertos. Para soluciones derivadas de la caña de azúcar, los valores propuestos por Rozsa et al. (2000): $m = -0,06265$, $b = 0,9820$, $c = 2,1$ se consideran como los más adecuados (Crestani et al., 2018).

Finalmente, la sobresaturación (11) se obtiene reemplazando las ecuaciones (7-10) en la ecuación (6).

$$SS = \frac{\frac{m_s}{m_w}}{\frac{W_s(T_{mg})}{100 - W_s(T_{mg})} [-0,06265 \frac{m_i}{m_w} + 0,982 + 0,018e^{-2,1 \frac{m_i}{m_w}}]} \quad (11)$$

3. Estimación de sobresaturación

Uno de los principales problemas para mejorar el monitoreo y control de la cristalización, es sin dudas la dificultad para obtener mediciones en línea de las principales variables del proceso. La pureza de las masas, la distribución del tamaño del cristal, la solubilidad, la masa de cristales, la sobresaturación, son variables difíciles de medir y por ello deben inferirse o estimarse a partir de otras variables susceptibles a medición como

la concentración, la temperatura, el nivel, la presión en el evaporador, etc. (Damour et al., 2010c; Mazaeda et al., 2014). En consecuencia, se propone en este trabajo, sumar a la estrategia de control un estimador basado en el modelo matemático adoptado.

Entre los estimadores no lineales más utilizados en las últimas décadas se encuentran el filtro de Kalman extendido (EKF) y el unscented (UKF). Además, ambos muestran buen rendimiento en aplicaciones relacionadas con procesos de cristalización (Mesbah et al., 2010). La teoría subyacente del filtro de Kalman es ampliamente conocida en la literatura dedicada al filtrado, la estimación y el control; véanse, por ejemplo, los libros clásicos de Jazwinski (1970); Anderson and Moore (1979); Simon (2006). Por lo tanto, en esta sección sólo se ofrecen breves explicaciones de la aplicación específica de la versión estándar del UKF (Ecs 14.56 a 14.67, (Simon, 2006)) para estimar los estados del proceso $\hat{x}(k)$.

Considérese el modelo en espacio de estados de tiempo discreto dado por (12). En el marco del UKF, los modelos de transición de estado y de observación son funciones diferenciales no lineales de los estados.

$$\begin{aligned} x(k+1) &= f(x(k), u(k)) + w(k) \\ y(k) &= h(x(k)) + v(k) \end{aligned} \quad (12)$$

Donde $f(x(k), u(k))$ es la función de transición de estado; $h(x(k))$ es el vector de mediciones; $x(k)$ es el vector de estados del sistema con condición inicial $x(0) \sim N(x_0, P_0)$; $u(k)$ es el vector de acciones de control; $y(k)$ es el vector de observaciones; el ruido del proceso $\omega(k)$ y el ruido de las mediciones $v(k)$ son procesos estacionarios de ruido blanco gaussiano no correlacionados, con media cero y covarianza dada por:

$$\mathbb{E} \left\{ \begin{bmatrix} w(k) \\ v(k) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} w(k)^T & v(k)^T \end{bmatrix} \right\} = \begin{bmatrix} Q & 0 \\ 0 & R \end{bmatrix} \delta_{k-t} \quad (13)$$

es decir $\omega(k) \sim N(0, Q)$, $v(k) \sim N(0, R)$, donde \mathbb{E} es el operador esperanza, Q y R son matrices de covarianza definidas positivas y δ es la función delta de Kronecker.

En este trabajo, el modelo de transición de estado $x(k+1) = f(x(k), u(k))$ (sin el ruido del proceso) está dado por las ecuaciones del modelo discreto utilizado (1)-(5). El vector de mediciones $h(x(k))$ se define según la ecuación (14), considerando mediciones disponibles físicamente en el proceso.

$$h(x(k)) = \left[N(k) B x_{mg}(k) T_{mg}(k) \right]^T \quad (14)$$

Donde N es el nivel en el evaporador (15), $B x_{mg}$ es la concentración de la masa cocida (16) y T_{mg} su temperatura (5).

$$N(k) = \frac{m_w(k) + m_i(k) + m_c(k) + m_s(k)}{A \rho_{mg}(k)} \quad (15)$$

$$B x_{mg}(k) = \frac{m_i(k) + m_c(k) + m_s(k)}{m_w(k) + m_i(k) + m_c(k) + m_s(k)} \quad (16)$$

Aplicando el algoritmo del UKF al sistema dinámico dado por (12), se obtiene el vector de estados estimados (17). Los elementos de la matriz Q se ajustaron mediante simulación, los

elementos de R acorde a los errores de los instrumentos de medición utilizados típicamente en el proceso (IEC60751, 2008).

$$\hat{x}(k) = \left[\hat{m}_w(k) \hat{m}_i(k) \hat{m}_c(k) \hat{m}_s(k) \hat{T}_{mg}(k) \right]^T \quad (17)$$

Finalmente, sustituyendo los estados estimados $\hat{m}_w(k)$, $\hat{m}_i(k)$, $\hat{m}_s(k)$ en la ecuación (11) se obtiene la sobresaturación estimada (11a) en cada instante de tiempo.

$$\widehat{S}S(k) = \frac{\frac{\hat{m}_s(k)}{\hat{m}_w(k)}}{\frac{W_s(T_{mg})}{100 - W_s(T_{mg})} \left[-0,06265 \frac{\hat{m}_i(k)}{\hat{m}_w(k)} + 0,982 + 0,018 e^{-2,1 \frac{\hat{m}_i(k)}{\hat{m}_w(k)}} \right]} \quad (11a)$$

En la Figura 3 se muestra el funcionamiento correcto del estimador. La sobresaturación obtenida a partir de los estados estimados por el UKF, sigue de cerca la sobresaturación calculada a partir de los estados del modelo. En las secciones siguientes se considera la sobresaturación estimada como la real, y se emplea como variable controlada en las estrategias de control que se proponen.

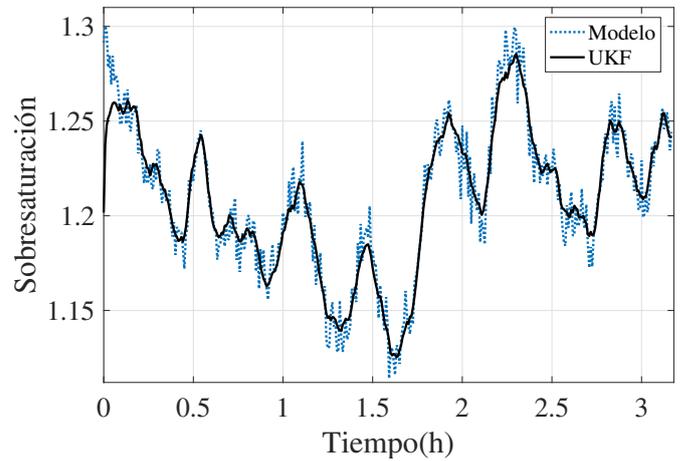


Figura 3: Sobresaturación estimada, obtenida a partir de los estados estimados por el Filtro de Kalman.

4. Estrategias de control

Obtener una cristalización eficiente depende en gran medida del control de la sobresaturación, por lo que su inclusión en las estrategias de control resulta favorable respecto a propuestas alternativas (Rozsa et al., 2011; Rozsa, Lajos et al., 2015). Como se mencionó en la introducción, utilizar la conductividad eléctrica de la masa cocida como variable controlada, presenta varios inconvenientes, incluso si dicha variable sigue la referencia deseada (Bonnetcaze, 2004; Grondin-Perez et al., 2005, 2006). Por otra parte, controlar la masa de cristales m_c , puede no ser suficiente para garantizar que la sobresaturación permanezca en la zona intermedia. Al igual que la sobresaturación, m_c es una variable no medible que debe estimarse. La Figura 4 muestra una estrategia de control NMPC con m_c como variable controlada. La m_c sigue un perfil lineal creciente de 150 kg/min . Sin embargo, la sobresaturación supera el límite de nucleación (Frew, 1973; Wright and White, 1974), aumentando la probabilidad de que se formen nuevos cristales indeseados de manera espontánea.

Las Figuras 5 y 6 muestran el desempeño de los controladores PID y NMPC propuestos previamente (Morales et al., 2021), siguiendo una referencia de sobresaturación constante de 1,25 unidades. Los errores de control obtenidos fueron inferiores a un 4 % en ambos casos. La sobresaturación es controlada en un valor que favorece un crecimiento adecuado en la masa de cristales y minimiza la probabilidad de que se formen nuevos cristales.

mente la tasa de evaporación con el flujo de alimentación adecuado, para compensar la sacarosa que migra del licor madre a la fase cristalina. Una estrategia utilizada industrialmente es la de crear la llamada curva de ebullición (Figura 7). Esta curva se implementa en la fase de *cocción* y relaciona cada valor de nivel alcanzado por la masa cocida, con un valor de concentración, que se estima será el apropiado para garantizar en cada punto concreto de la evolución del lote, la sobresaturación deseada (Mazaeda and de Prada, 2011; Tejerina et al., 2014; Mazaeda et al., 2014).

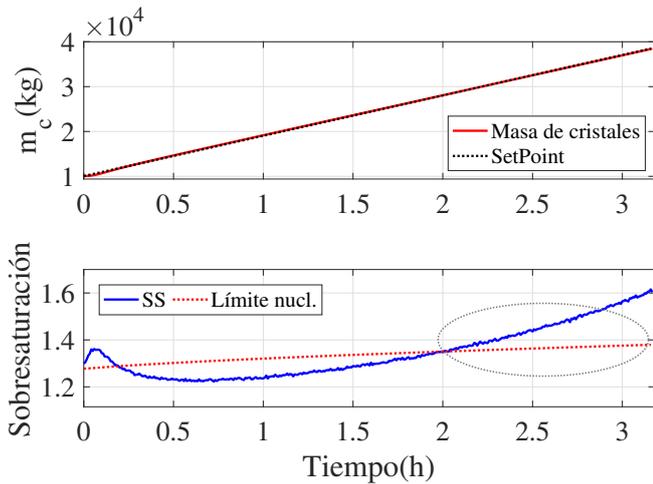


Figura 4: Estrategia de control NMPC utilizando como variable controlada la m_c . Se sobrepasa el límite de nucleación.

Otro aspecto favorable de estos controladores fue su buen comportamiento ante perturbaciones en el flujo de vapor de calefacción F_{hs} , que constituye un problema recurrente en la industria debido a problemas técnicos y de operación.

Figura 6: Estrategia de control NMPC utilizando como variable controlada la sobresaturación estimada. Se aprecia el buen desempeño del controlador y un crecimiento adecuado en la masa de cristales.

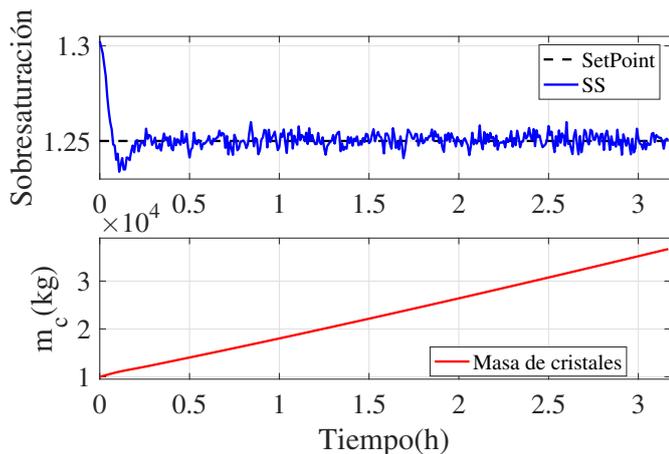


Figura 5: Controlador PID utilizando como variable controlada la sobresaturación estimada SS . Se aprecia el buen desempeño del controlador y un crecimiento adecuado en la masa de cristales.

En la cristalización se procura el crecimiento de los cristales de sacarosa, manteniendo la sobresaturación del licor madre en los valores apropiados. Esto se logra equilibrando cuidadosa-

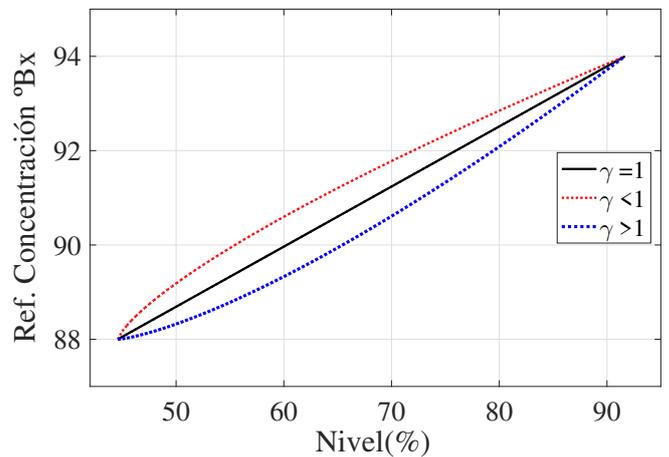
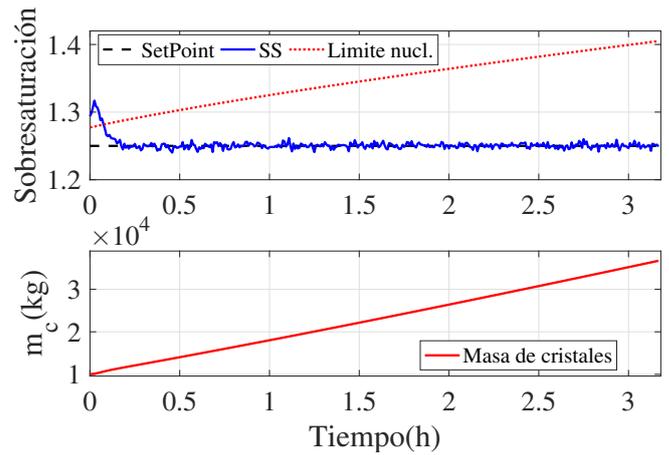


Figura 7: Curva Ebullición.

Por lo tanto, se puede tomar la curva de ebullición como medida de la evolución del proceso. La concentración y el nivel no permanecen constantes en el desarrollo de un lote, sino que deben incrementarse gradualmente hasta alcanzar sus valores finales, pero siguiendo valores adecuados en cada punto. Por ejemplo, no sería eficiente elevar excesivamente la concentración a inicio o mediados del procesamiento del lote, ya que

para alcanzar el nivel final debe continuar la alimentación al evaporador, lo que conlleva a una disminución en la concentración, que luego debe aumentarse una vez más para alcanzar el valor requerido. Estas fluctuaciones de concentración llevan a conducir el lote con un masa cocida muy apretada (con alta concentración) o muy floja (con baja concentración), lo que técnicamente es incorrecto. Por el contrario, siguiendo una curva de ebullición adecuada se puede llevar la masa recogida, es decir sin sobrantes de miel, lo cual significa conducirla a la concentración que demanda el nivel alcanzado en cada punto de la evolución del lote (Piedra, 1995).

Conducir la cristalización empleando únicamente la curva de ebullición implica un control aproximado, que no garantiza los valores adecuados de sobresaturación. Sin embargo, incorporar dicha curva en las estrategias de control influye favorablemente en el desarrollo de la cristalización. En la sección siguiente, se propone incluir en las estrategias de control una referencia de sobresaturación variable, que se obtiene aplicando una función de corrección a un valor de referencia típico. La función de corrección que se propone depende de la curva de ebullición. Esta modificación incide favorablemente en el desarrollo de la cristalización, ya que se controla la sobresaturación y la correcta evolución del proceso, propiciando alcanzar la concentración final con menor consumo de energía y tiempo de operación.

5. Diseño de los controladores propuestos

5.1. Controlador PID

La Figura 8 muestra un esquema del lazo de control propuesto, la señal de error e que entra al controlador PID es la diferencia entre la referencia de sobresaturación variable (SP_v) y la sobresaturación estimada (\widehat{SS}). La variable manipulada es el flujo de alimentación F_f . La ecuación de la referencia variable es de la forma dada en (18).

$$SP_v = SP_0 - f_c(Bx_{mg}, Bx_{mg}^d) \quad (18)$$

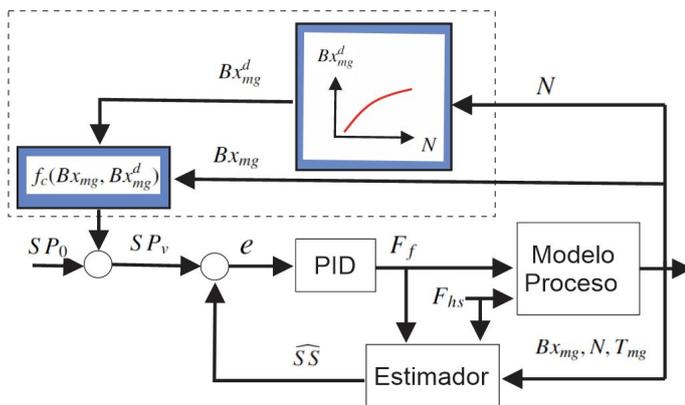


Figura 8: Esquema del lazo de control propuesto. Se utiliza el controlador PID siguiendo la referencia de sobresaturación variable SP_v .

Donde SP_0 es una referencia inicial que se mantiene constante y $f_c(Bx_{mg}, Bx_{mg}^d)$ es la función de corrección propuesta (19).

$$f_c(Bx_{mg}, Bx_{mg}^d) = \phi (Bx_{mg} - Bx_{mg}^d(N)) \quad (19)$$

Donde Bx_{mg} es la concentración de la masa cocida (Bx), Bx_{mg}^d es la concentración de referencia a partir de la curva de ebullición y ϕ un parámetro que escala la concentración de Bx a sobresaturación. La curva de ebullición (Figura 7) está definida por la ecuación (20).

$$Bx_{mg}^d(N) = b [(aN - N_u)^\gamma + Bx_v] \quad (20)$$

Donde N es el nivel en el tacho (%), γ es un parámetro que se elige acorde a la forma deseada de la curva (ver Figura 7) y b, a, N_u, Bx_v son parámetros que quedan definidos especificando los puntos extremos de la curva de ebullición (Tejerina et al., 2014).

Sustituyendo las ecuaciones (19) y (20) en (18) se obtiene la ecuación general de la referencia de sobresaturación variable SP_v (21).

$$SP_v = SP_0 - \left\{ \phi [Bx_{mg} - b [(aN - N_u)^\gamma + Bx_v]] \right\} \quad (21)$$

Para las simulaciones se consideraron condiciones iniciales y finales de concentración y nivel típicas en el procesamiento de un lote de Cristalización C (Piedra, 1995; Damour et al., 2010c). La concentración inicial en el pie de masa cocida fue de $88Bx$, con nivel inicial de 44,6 %. La concentración final deseada para la masa cocida C fue de $94Bx$, con un nivel final de aproximadamente 91,7 %, con $\gamma = 1$. De esta forma, la curva de ebullición queda completamente parametrizada con los valores $b = 6$, $a = 0,0212$, $N_u = 0,9464$, $Bx_v = 14,67$ (20a). El parámetro ϕ se ajustó por simulación a un valor de 0,2. Como referencia inicial se tomó un valor típico $SP_0 = 1,25$. Finalmente, sustituyendo los parámetros anteriores en (21), se obtiene la ecuación de la referencia de sobresaturación variable (21a).

$$Bx_{mg}^d(N) = 0,1272N + 82,34 \quad (20a)$$

$$SP_v = 17,71 - 0,2Bx_{mg} + 0,0254N \quad (21a)$$

El flujo de vapor de calefacción al evaporador F_{hs} se manipula con un lazo PID independiente, tomando como referencia la presión de vapor en la calandria P_{hs} . La presión absoluta en el interior del evaporador P_{abs} se considera controlada en un valor de 0,12 bar. En la industria esta variable se controla sin dificultad, utilizando un PID simple que manipula el flujo de agua de enfriamiento al condensador barométrico acoplado al tacho.

Respecto a los controladores PID utilizados, aunque industrialmente existen algunas estructuras más complejas como el control anticipatorio, el control en cascada o los filtros, más del 90 % de los controladores utilizados son de este tipo (Normey-Rico, 2007; Åström and Hägglund, 2009; Gorostiaga et al., 2011). Actualmente, los PIDs se implementan casi en su totalidad en controladores lógicos programables (PLC), por lo que su formulación debe ser discreta (Gorostiaga et al., 2011).

Existen diferentes variaciones en la estructura básica de los controladores PID comerciales. Para ser más flexibles a los

usuarios, los fabricantes como ABB o National Instruments implementan alguna versión de la forma general o comúnmente llamada forma ISA (Wang, 2020; Visioli, 2006). En este trabajo se adopta una versión digital de dicho controlador (22) (Åström and Hägglund, 2009; Åström and Wittenmark, 2013).

$$u(k) = K_p e(k) + I(k-1) + \frac{K_p t_s}{T_i} e(k-1) + (1 - \frac{nt_s}{T_d}) D(k-1) - K_p n (V_p(k) - V_p(k-1)) \quad (22)$$

Donde $e(k) = \beta S P(k) - V_p(k)$ es el error de control, $\beta = 1$ la ponderación del SetPoint, $S P$ es el Setpoint, V_p la variable del proceso, K_p es la ganancia proporcional, T_i es el tiempo integral, T_d es el tiempo derivativo, n la constante de tiempo del filtro, el tiempo de muestreo $t_s = 30 \text{seg}$ (Damour et al., 2010c), $I(k)$ y $D(k)$ son los términos integral y derivativo.

5.2. Controlador NMPC

La Figura 9 muestra un esquema de la estrategia de control NMPC propuesta, donde se utiliza la referencia de sobresaturación variable ($S P_v$) definida mediante la ecuación (21). La variable manipulada es el flujo de alimentación F_f . Como modelo interno del proceso se utilizó la versión estándar del Filtro de Kalman Unscented (Ecuaciones 14.56 a 14.67, (Simon, 2006)) para estimar los estados del proceso y el modelo adoptado (Ecuaciones (1)-(5), (11a)) para predecir la sobresaturación futura.

El flujo de vapor de calefacción al evaporador F_{hs} se manipula con un PID simple de manera independiente. No se considera conveniente manipularlo mediante el NMPC, dado que con frecuencia en la industria, el vapor disponible se reduce considerablemente debido a múltiples causas técnicas y de operación. En esa situación, se podrían demandar flujos de vapor que no estén disponibles, lo que terminaría afectando el control de la sobresaturación. Por el contrario, mediante el NMPC se puede controlar la sobresaturación manipulando el flujo de alimentación F_f , aun en presencia de perturbaciones que reduzcan la disponibilidad de vapor en el proceso (Morales et al., 2021).

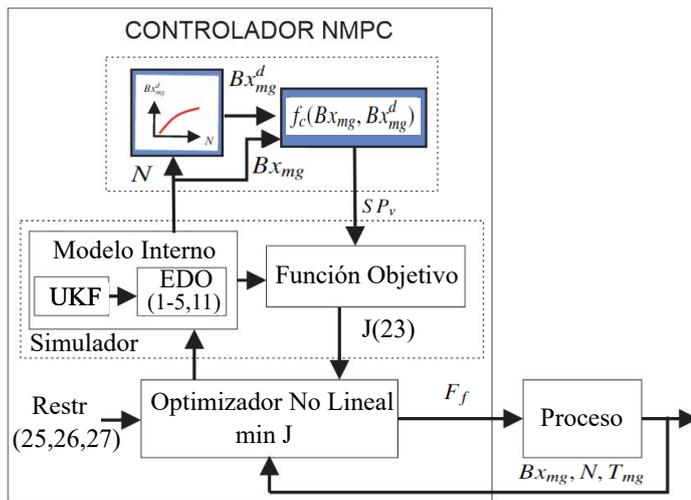


Figura 9: Esquema del NMPC propuesto. Se sigue la referencia de sobresaturación variable $S P_v$.

La forma general del funcional de costo se muestra en la ecuación (23).

$$J = \lambda \sum_{j=1}^{H_p} (S P_v(t+j) - \widehat{S S}(t+j))^2 + \zeta \sum_{j=1}^{H_c-1} (\Delta F_f(t+j))^2 - \widehat{S S}(t+j))^2 + \zeta \sum_{j=1}^{H_c-1} (\Delta F_f(t+j))^2 \quad (23)$$

Sustituyendo la ecuación de la referencia variable (21a) en (23), se obtiene la expresión final del funcional de costo a minimizar (23a).

$$J = \lambda \sum_{j=1}^{H_p} ((17,71 - 0,2 B x_{mg} + 0,0254 N)(t+j) - \widehat{S S}(t+j))^2 + \zeta \sum_{j=1}^{H_c-1} (\Delta F_f(t+j))^2 \quad (23a)$$

El problema de optimización puede describirse de la forma siguiente:

$$\min_{\Delta F_f} J \quad (24)$$

s.a.

$$0 \text{m}^3/\text{s} \leq F_f(t) \leq 0,015 \text{m}^3/\text{s} \quad (25)$$

$$1,1 \leq \widehat{S S}(t) \leq I_n(t) - 0,02 \quad (26)$$

Las restricciones sobre la acciones de control F_f se consideraron acorde a sus límites físicos en el proceso. Las restricciones sobre la variable controlada $\widehat{S S}$ se tomaron teniendo en cuenta que la sobresaturación se mantenga en la zona intermedia sin sobrepasar el límite nucleación I_n (27) (Broadfoot and Wright, 1972; Frew, 1973; Wright and White, 1974).

$$I_n = 1,1289 - 0,284 \frac{\hat{m}_i}{\hat{m}_s + \hat{m}_i} + (2,333 - 0,0709(T_{mg} - 60)) \left(\frac{\hat{m}_i}{\hat{m}_s + \hat{m}_i} \right)^2 \quad (27)$$

6. Resultados

En esta sección se presentan los resultados obtenidos mediante simulación en MATLAB® & Simulink®. Se muestra el comportamiento de los controladores propuestos en el seguimiento de la referencia de sobresaturación variable. Posteriormente, se analizan los beneficios de emplear estas estrategias de control en términos de ahorro de energía y tiempo de operación del proceso. Por último, se discute la utilización de estos controladores en la primera y segunda etapa de la cristalización.

Las Figuras 10 y 11 muestran el buen desempeño de los controladores PID y NMPC en el seguimiento de la referencia

de sobresaturación variable SP_v , los errores de control obtenidos fueron inferiores a un 5%. En ambos casos se logra una concentración cercana a la deseada Bx_{mg}^d , por lo que se requerirá un apretado de la masa cocida C para lograr la concentración final.

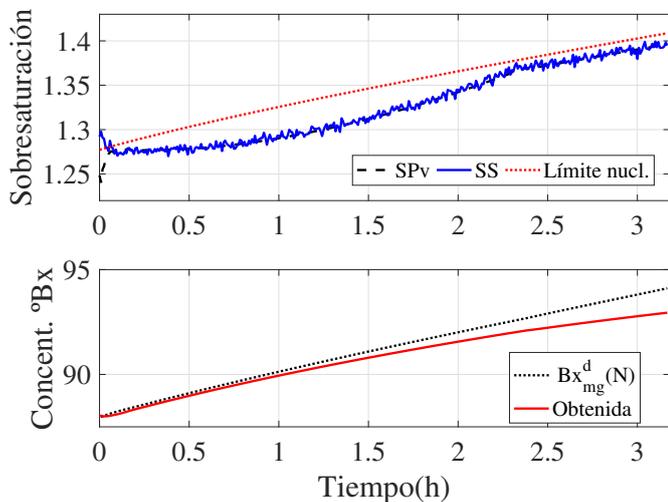


Figura 10: a) Se muestra el buen desempeño del controlador PID siguiendo la referencia de sobresaturación variable. b) Concentración deseada $Bx_{mg}^d(N)$ a partir de la curva de ebullición y la la concentración obtenida en el proceso.

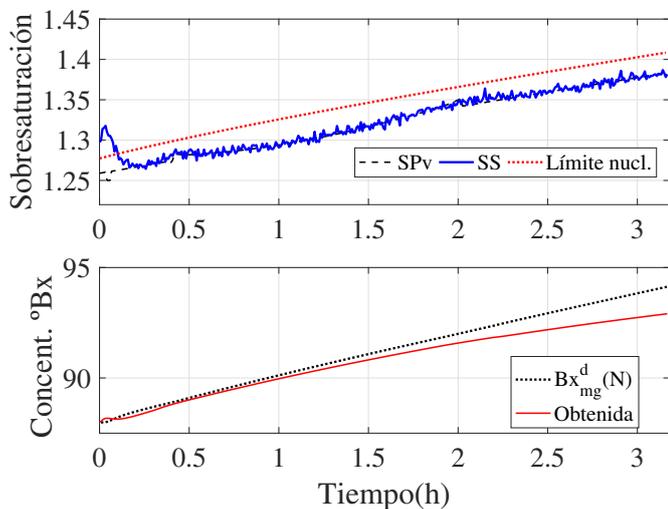


Figura 11: a) Se muestra el buen desempeño del controlador NMPC siguiendo la referencia de sobresaturación variable. b) Concentración deseada $Bx_{mg}^d(N)$ a partir de la curva de ebullición y la concentración obtenida en el proceso.

Se aprecia que bajo las condiciones de operación consideradas, no se pudo seguir la curva de ebullición propuesta inicialmente, debido a que la sobresaturación sobrepasaría el límite de nucleación, aumentando la probabilidad de nucleación espontánea. En consecuencia, los controladores ajustan la referencia de sobresaturación para que el proceso evolucione siguiendo una curva de ebullición apropiada, con valores de

concentración adecuados para cada nivel alcanzado por la masa cocida. Esto es una ventaja considerable, ya que en la práctica, la curva de ebullición es ajustada heurísticamente por los operadores. Otro punto favorable es, que con un estimador de sobresaturación adecuado, la estrategia de control PID podría implementarse directamente en un PLC industrial.

En la Figura 12 se muestran los beneficios de utilizar la referencia de sobresaturación variable en lugar de un valor constante, en términos de ahorro de tiempo y consumo de energía en el proceso. Para ello, se comparan las curvas de ebullición obtenidas siguiendo una referencia constante $SP_0 = 1,25$, con las obtenidas siguiendo las referencias variables mostradas en las Figuras 10 y 11. En las simulaciones se consideraron las mismas condiciones experimentales en el pie de masa cocida, en el flujo de alimentación F_f y el mismo flujo de vapor de calefacción al evaporador F_{hs} .

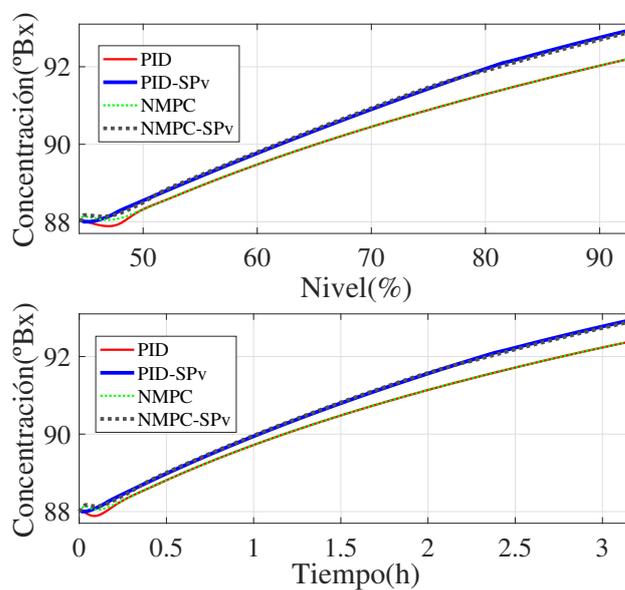


Figura 12: Comparación de las curvas de ebullición obtenidas. El seguimiento de la referencia de sobresaturación variable (PID-SPv, NMPC-SPv) permite obtener concentraciones superiores, lo que representa disminuir el tiempo de operación y reducir el consumo de energía en el proceso.

Para el mismo nivel final, con el seguimiento de la referencia de sobresaturación variable (PID-SPv, NMPC-SPv), se obtiene una masa cocida C con una concentración superior en aproximadamente 0,8 grados brix a la alcanzada utilizando la referencia constante (PID, NMPC), por lo que será necesario un *apretado* de mayor duración utilizando la referencia constante. Este resultado supone disminuir el tiempo de operación alrededor de 30 min y reducir el consumo de energía (vapor de calefacción F_{hs}) entre un 15-20 % para alcanzar la concentración final.

Respecto al incremento en la masa de cristales m_c , que se considera como un indicador de calidad en esta etapa, con ambos controladores se garantizó un incremento superior a 2,6 veces la masa de cristales inicial. Estos son valores similares a los que se obtienen tomando directamente como variable con-

trolada la m_c (Damour et al., 2010a; Morales et al., 2021). Esto evidencia que los controladores propuestos inciden favorablemente en la calidad del proceso, propiciando un incremento adecuado de la m_c a partir del agotamiento de la sacarosa.

Por último, se discute brevemente la aplicación de estos controladores a la primera y segunda etapa de la cristalización. Este trabajo se enfoca en la Cristalización C, sin embargo, las estrategias propuestas consideran el control directo de la sobresaturación y de la evolución del proceso, mediante el seguimiento de una curva de ebullición adecuada, por lo que pueden utilizarse, con las modificaciones requeridas, en la fase de *cocción* de la primera y segunda etapas. En la segunda etapa, sería necesario modificar los valores finales e iniciales de concentración considerados para la curva de ebullición, ya que en esta etapa se opera con valores mayores. En la primera etapa, deben modificarse los valores de concertación correspondientes y debería incluirse en el funcional de costo del NMPC, información adicional sobre la CSD como el tamaño medio o el coeficiente de variación del cristal. Además, en la primera etapa, debe procurarse controlar la sobresaturación en las fases de *concentración*, *semillamiento* y *establecimiento*, donde no se utiliza la curva de ebullición.

La Tabla 2 muestra los parámetros de ajuste de los controladores utilizados y los índices de desempeño obtenidos para cada uno.

Tabla 2: Índices de desempeño y parámetros de ajuste.

Cont.	IAE	ITAE	ISE	ITSE	Ajuste
PID	2.01	3.74	0.79	2.48	Ti=5, Td=10 Kp=0.1
NMPC	1.57	1.59	0.3	0.18	Hp=8, Hc=1
PID- Sp_v	1.31	2.03	0.03	0.07	Ti=2.5, Td=10 Kp=0.3
NMPC- Sp_v	2.29	3.63	0.65	1.97	Hp=8, Hc=1

7. Conclusiones

En este trabajo, se modifican dos estrategias de control PID y NMPC presentadas previamente, con el objetivo de mejorar el control del proceso de Cristalización C en la industria azucarera. En este sentido, se propone utilizar una referencia de sobresaturación variable, que se obtiene aplicando una función de corrección a un valor de referencia constante. La función de corrección propuesta depende de la llamada curva de ebullición. Los resultados muestran un buen desempeño de ambos controladores en el seguimiento de la referencia variable, con errores de control inferiores a un 5%.

La referencia se ajusta automáticamente para controlar la sobresaturación en valores correspondiente a la zona intermedia y que el proceso evolucione siguiendo una curva de ebullición apropiada, lo que permite alcanzar la concentración final con menor consumo de energía y tiempo de operación. Como desarrollo futuro, se prevé el diseño de estimadores de sobresaturación más adecuados, que faciliten la implementación de los controladores propuestos a nivel industrial, e incluir en las

estrategias de control otras variables como la masa de cristales, las purezas, el consumo energético o el tiempo de ciclo, que puedan influir favorablemente en el desarrollo del proceso.

Agradecimientos

Humberto Morales tiene un beca doctoral del Servicio de Intercambio Académico Alemán (DAAD), Estefanía Aguirre tiene una beca doctoral del Consejo Nacional de Investigaciones Científicas y Técnicas de Argentina (CONICET), y cofinanciada por el programa ENLAZAMUNDOS de la Agencia de Educación Postsecundaria (SAPIENCIA) de Medellín, Colombia.

Referencias

- Anderson, B., Moore, J., 1979. Optimal filtering 1979 englewood cliffs.
- Åström, K. J., Hägglund, T., 2009. Control PID avanzado. Pearson, Madrid.
- Åström, K. J., Wittenmark, B., 2013. Computer-controlled systems: theory and design. Courier Corporation.
- Bonnecaze, C., 2004. Crystallisation en sucrerie de canne: modélisation de la pureté de la liqueur mère et étude de l'ensemencement. Ph.D. thesis, La Réunion.
- Broadfoot, R., Wright, P., 1972. Nucleation studies. Queensland Soc Sugar Cane Technol Proc.
- Cheesman, O. D., et al., 2004. Environmental impacts of sugar production: the cultivation and processing of sugarcane and sugar beet. CABI publishing.
- Crestani, C. E., Bernardo, A., Costa, C. B., Giulietti, M., 2018. Experimental data and estimation of sucrose solubility in impure solutions. Journal of Food Engineering 218, 14–23.
- Damour, C., Benne, M., Boillereaux, L., Grondin-Perez, B., Chabriat, J.-P., 2010a. Nmpc of an industrial crystallization process using model-based observers. Journal of Industrial and Engineering Chemistry 16 (5), 708–716.
- Damour, C., Benne, M., Grondin-Perez, B., Chabriat, J.-P., 2009. Model based soft-sensor for industrial crystallization: On-line mass of crystals and solubility measurement. International Journal of Nutrition and Food Engineering 3 (6), 275–279.
- Damour, C., Benne, M., Grondin Perez, B., Chabriat, J.-P., 2010b. Nonlinear predictive control based on artificial neural network model for industrial crystallization. Journal of Food Engineering 99 (2), 225–231.
- Damour, C., Benne, M., Grondin-Perez, B., Chabriat, J.-P., 2010c. Soft-sensor for industrial sugar crystallization: On-line mass of crystals, concentration and purity measurement. Control Engineering Practice 18 (8), 839–844.
- De Bernardi, L. A., 2019. Perfil del Azúcar.
URL: https://www.magyp.gob.ar/sitio/areas/ss_mercados_agropecuarios/publicaciones/_archivos/000101_Perfiles/999981_Perfil%20del%20Az%C3%BAcar%202019.pdf
- de Prada, C., Lázaro, E. B., Pérez, R. R., 2009. Introducción a la sección especial de modelado, control y optimización en la industria azucarera. Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial 6 (3), 5–9.
- Feyo de Azevedo, S., Choro, J., Joao Goncalves, M., San Miguel Bento, L., 1993. Monitoring crystallization. i: On-line monitoring of white sugar crystallization through software sensors. International sugar journal 95 (1140), 483–488.
- Frew, J. A., 1973. Optimal control of batch raw sugar crystallization. Industrial & Engineering Chemistry Process Design and Development 12 (4), 460–467.
- Georgieva, P., De Azevedo, S. F., 2006. Neural network-based control strategies applied to a fed-batch crystallization process. In: *cris*. Vol. 1000. p. 5.
- Georgieva, P., Meireles, M., de Azevedo, S. F., 2003. Knowledge-based hybrid modelling of a batch crystallisation when accounting for nucleation, growth and agglomeration phenomena. chemical engineering science 58 (16), 3699–3713.
- Gorostiaga, L. d. J., Herreros, A., Baeyens, E., 2011. Sistemas de Control de Procesos. In: Perán González, José R. (Fundación CARTIF, E. (Ed.)), Libro blanco del control automático en la industria de la caña de azúcar, programa iberoamericano de ciencia y tecnología para el desarrollo (cyted). Edition. Ch. 14, pp. 367–386.
- Grondin-Perez, B., Benne, M., Bonnecaze, C., Chabriat, J.-P., 2005. Industrial multi-step forward predictor of mother liquor purity of the final stage of a

- cane sugar crystallisation plant. *Journal of food engineering* 66 (3), 361–367.
- Grondin-Perez, B., Benne, M., Chabriat, J.-P., 2006. Supervision of c crystallisation in bois rouge sugar mill using on-line crystal content estimation using synchronous microwave and refractometric brix measurements. *Journal of food engineering* 76 (4), 639–645.
- Honig, P., 1953. *Principles of sugar technology*. Elsevier, New York.
- Hugot, E., 1986. *Handbook of cane sugar engineering*. Third Edition, Elsevier, Amsterdam-Oxford-New York-Tokyo.
- Hulburt, H. M., Katz, S., 1964. Some problems in particle technology: A statistical mechanical formulation. *Chemical engineering science* 19 (8), 555–574.
- IEC60751, 2008. International Electrotechnical Commission Standard: Industrial platinum resistance thermometers and platinum temperature sensors.
- Jazwinski, A. H., 1970. *Stochastic Processes and Filtering Theory*. Academic Press.
- Jenkins, G. H., 2013. *Introduction to cane sugar technology*. Elsevier.
- Jha, S., Karthika, S., Radhakrishnan, T., 2017. Modelling and control of crystallization process. *Resource-Efficient Technologies* 3 (1), 94–100.
- Lauret, P., Boyer, H., Gatina, J.-C., 2000. Hybrid modelling of a sugar boiling process. *Control Engineering Practice* 8 (3), 299–310.
- López, F. G., 1969. *El proceso de fabricación de azúcar crudo en los tachos*. Instituto del Libro.
- Mazaeda, R., Acebes, L. F., Rodríguez, A., Engell, S., de Prada, C., 2014. Sugar crystallization benchmark. In: *Computer Aided Chemical Engineering*. Vol. 33. Elsevier, pp. 613–618.
- Mazaeda, R., de Prada, C., 2011. Cristalizadores de azúcar por evaporación al vacío. In: José R. Perán González (Ed.), *Libro blanco del control automático en la industria de la caña de azúcar, programa iberoamericano de ciencia y tecnología para el desarrollo (cyted)*. Edition. Programa CYTED Red de automatización y control de la industria de transformación de la caña de azúcar, Ch. 4, pp. 97–126.
- Meng, Y., Lan, Q., Qin, J., Yu, S., Pang, H., Zheng, K., 2019a. Data-driven soft sensor modeling based on twin support vector regression for cane sugar crystallization. *Journal of Food Engineering* 241, 159–165.
- Meng, Y., Yu, S., Zhang, J., Qin, J., Dong, Z., Lu, G., Pang, H., 2019b. Hybrid modeling based on mechanistic and data-driven approaches for cane sugar crystallization. *Journal of food engineering* 257, 44–55.
- Mesbah, A., Huesman, A. E., Kramer, H. J., Van den Hof, P. M., 2010. A comparison of nonlinear state estimators for closed-loop control of batch crystallizers. *IFAC Proceedings Volumes* 43 (5), 385–390.
- Morales, H., Aguirre, E., di Sciascio, F., Amicarelli, A. N., 2019. On line supersaturation monitoring in crystallization process. In: *2019 XVIII Reunión de Trabajo en Procesamiento de la Información y Control (RPIC)*. pp. 1–6.
- Morales, H., Aguirre, E., Sciascio, F., Amicarelli, A., 2021. Control strategies for the C Crystallization process in the sugar industry. In: *RPIC2021: XIX Reunión de Trabajo en procesamiento de la Información y Control*. San Juan, Argentina, pp. 377–382.
URL: <http://www.rpic.com.ar/memorias.php>
DOI: 978-987-88-2891-6
- Morales, H., di Sciascio, F., Amicarelli, A., 2018. Estimation of supersaturation in the crystallization process of the sugar industry. In: *2018 Argentine Conference on Automatic Control (AADECA)*. IEEE, pp. 1–6.
- Normey-Rico, J. E., 2007. *Control of dead-time processes*. Springer Science & Business Media.
- Piedra, F., 1995. *Manual de operaciones para la fabricación de azúcar crudo de caña*. Centro Impresiones Gráficas del Azúcar, Dirección de tecnología, Cuba, Minaz.
- Ramkrishna, D., 1985. The status of population balances. *Reviews in chemical engineering* 3 (1), 49–95.
- Rozsa, L., et al., 2000. Sucrose solubility in impure cane sugar solutions. *International sugar journal* 102 (1217), 230–2.
- Rozsa, L., et al., 2011. On-line monitoring and control of supersaturation and other massecuite parameters in vacuum pans: A control engineering approach. *international sugar Journal* 113 (1356), 853.
- Rozsa, Lajos, Arriaza, G., Romero, M., 2015. Advanced Control of Crystallisation Based on the Direct Use of On-line Data on Supersaturation: Theory and Practice. In: *Sugar Industry Technologists Annual Meeting*. Guangzhou, China.
- Simon, D., 2006. *Optimal state estimation: Kalman, H infinity, and nonlinear approaches*. John Wiley & Sons.
- Suárez, L. A. P., Georgieva, P., De Azevedo, S. F., 2011. Nonlinear mpc for fed-batch multiple stages sugar crystallization. *Chemical Engineering Research and Design* 89 (6), 753–767.
- Tejerina, D., Mazaeda, R., de Prada, C., 2014. Modelling and simulation of the non-ideal mixing behaviour of the crystallization stage in a sugar factory batch crystallizer. *Pan Vol.80*, pp.100.
- Vavrinecz, G., 1962. Neue tabelle über die löslichkeit reiner saccharose in wasser. *Zuckerindustrie* 12, 481–487.
- Vavrinecz, G., 1978. Formation and composition of beet molasses, I- the equation for solubility. *Sugar Tech. Rev* 6, 117–129.
- Visioli, A., 2006. *Practical PID control*. Springer Science & Business Media.
- Wagneowski, O. D. D., Dabrowski, C., 1962. *Z.Zuckerind. Z.Zuckerind* Vol. 12, 564 – 671.
- Wang, L., 2020. *PID control system design and automatic tuning using MATLAB/Simulink*. John Wiley & Sons.
- Wiklund, O., 1955. Molekülverbindungen zwischen saccharose und salzen. *Zucker* 12, 266–277.
- Wright, P., White, E., 1974. A mathematical model of vacuum pan crystallization. In: *Proceedings of ISSCT 15th congress*. pp. 1546–1560.