

Propuesta de automatización para el proceso químico de elaboración de un polímero funcional en un reactor discontinuo

Automation Proposal for the Chemical Process of Producing a Functional Polymer in a Batch Reactor

Luis Eduardo Garcia Jaimes ^{ac}, Santiago Cruz Cárdenas ^{bd}, Ángela Bibiana Rivera González ^{be}

^a Grupo de Investigación en Ingeniería Sostenible (GIS) de la Facultad de Ingeniería del Politécnico Colombiano JIC, Colombia

^b Estudiante de la Facultad de Ingeniería del Politécnico Colombiano JIC, Colombia

^c luisgarcia@elpoli.edu.co | <https://orcid.org/0000-0001-6255-3469>

^d santiago_cruz91101@elpoli.edu.co

^e angela_rivera91151@elpoli.edu.co

Citation: Garcia Jaimes, L. E., Cruz Cárdenas, S., y Rivera González, A. B. (2023). Propuesta de automatización para el proceso químico de elaboración de un polímero funcional en un reactor discontinuo. *Mutis*, 13(1), 1-17
<https://doi.org/10.21789/22561498.1936>

Recibido: 25 de noviembre de 2023
Aceptado: 15 de febrero de 2023

Copyright: © 2023 por los autores. Licenciado para *Mutis*. Este artículo es un artículo de acceso abierto distribuido bajo los términos y condiciones de la licencia Creative Commons Attribution (<https://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>).

RESUMEN

En este artículo se presenta una propuesta de automatización de un reactor discontinuo para la elaboración de polímeros por adición, en el cual tiene lugar una reacción química de carácter exotérmico generada en el proceso de polimerización. Se propone controlar la temperatura del producto mediante una estrategia de control de gama partida con controladores en cascada considerando el lazo de temperatura del producto como lazo primario y el de la temperatura de la camisa como lazo secundario. Se realiza el modelamiento fenomenológico del reactor a partir de balances de materia y energía para obtener la función de transferencia del sistema y estimar los parámetros de los controladores. Los resultados obtenidos en la simulación y el control del proceso evidencian el buen desempeño del sistema trabajando con el *set-point* de temperatura del proceso entre 92 °C y 96 °C; además, en este rango se observa una mejora significativa en la conversión monómero-polímero del producto.

Palabras clave: reactor tipo Batch; automatización; control gama partida; ingeniería.

ABSTRACT

This article presents a proposal for the automation of a batch reactor for the production of addition polymers, in which an exothermic chemical reaction, generated in the polymerization process, takes place. We propose to control the temperature of the product through a split range control strategy with cascade controllers considering the product temperature loop as the primary loop and the jacket temperature loop as the secondary loop. The phenomenological modeling of the reactor was carried out from material and energy balances to obtain the transfer function of the system and estimate the parameters of the controllers. The results obtained in the simulation and control of the process show the good performance of the system working with the process temperature set-point between 92 °C and 96 °C. In addition, a significant improvement in the monomer-polymer conversion of the product is observed in this range.

Keywords: Batch type reactor; automation; split range control; engineering.

INTRODUCCIÓN

Actualmente, la empresa para la cual se presenta la propuesta de automatización del reactor tipo Batch tiene un aumento en la demanda de su capacidad de producción, lo que hace necesario que el proceso químico de elaboración del polímero sea más rápido y eficaz.

El reactor actual presenta un desgaste físico significativo tanto en su interior como en la camisa, lo cual no lo hace apropiado para la fabricación del producto como tampoco para la seguridad de la planta; adicionalmente, no cuenta con la instrumentación adecuada como medidores de flujo, sensores de temperatura, válvulas de control y su capacidad de carga es baja.

Luego de realizar una inspección a los equipos que están en stock, se encuentra un reactor discontinuo al interior del complejo industrial que cumple con las características técnicas para ser utilizado en planta de producción, pero su funcionamiento es totalmente manual, por lo que se decide recuperarlo, instrumentarlo adecuadamente y diseñarle un sistema de control apropiado.

En Álvarez (2017) se presenta la automatización mediante controlador lógico programable de un reactor Batch de tanque agitado como alternativa a la mejora en la dosificación de insumos para la producción de jabón. Campus y Rodríguez (2016) implementaron la automatización de un reactor tipo Batch para la obtención de biodiesel del laboratorio de procesos industriales; los autores diseñaron e implementaron un control en lazo cerrado para la temperatura y una pantalla HMI para ingresar y monitorear las variables tiempo y temperatura. En López (2017) se diseñó e implementó un sistema de adquisición, monitoreo y control de las variables temperatura y PH en el proceso de fermentación aplicado a un biorreactor ubicado en el laboratorio de Agroindustrias de la Universidad Tecnológica de la Mixteca. En Ortiz *et al.* (2022) se describe la técnica de control de gama partida para mejorar el funcionamiento una planta de refrigeración por absorción solar. Pierrri (2006) presenta la modelación y técnicas de control y diagnóstico de fallos para reactores químicos tipo Batch. En Mushtaq (2019) se analizan cuáles parámetros son importantes desde el punto de vista del rendimiento del reactor y cómo seleccionar un reactor adecuado. Espinosa (2008) realiza una simulación en computadora del control automático de temperatura de un reactor tipo Batch utilizado la producción de resinas alquídicas y fenólicas, utilizando un modelo aproximado del proceso real. Finalmente, Cargua *et al.* (2018) presentan el diseño y análisis de tres estrategias de control (PID, SMC y LQR) aplicados a tres reactores químicos tipo CSTR con diferentes características de funcionamiento y respuesta, para observar el desempeño de los controladores.

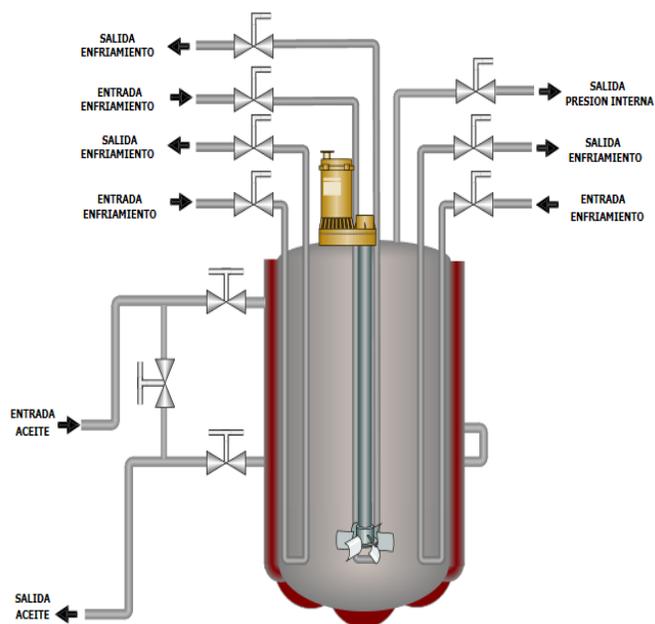
El objetivo de esta propuesta es cumplir con los requisitos de fabricación del producto mediante la automatización del reactor, disminuyendo los riesgos para la planta y el operario, así como también mejorar los tiempos de elaboración de las recetas aumentando la producción.

MATERIALES Y METODO

Descripción del sistema actual del reactor de fluido térmico

El equipo actual es un reactor tipo Batch que se opera por medio de la intervención humana en un 100%, y que posee un sistema de calentamiento y enfriamiento independientes. Para aplicar calor se utiliza una caldera de fluido o aceite térmico y por medio de la manipulación de válvulas tipo compuerta se permite o no el paso del aceite al encamisado del reactor. El calentamiento del reactor depende de la manipulación de las válvulas tipo compuerta en donde su grado de apertura y cierre se basa en la experiencia del operario, quien determina en qué momento permitir o no el paso de aceite térmico, además de cuándo bloquear completamente el encamisado o cambiar el *set-point* del calderín. El flujo de agua de enfriamiento es manipulado con válvulas manuales y, dependiendo de la etapa del proceso, el operario sincroniza estas válvulas. Lo anteriormente descrito se puede observar en la Figura.1.

Figura 1. Reactor con la instrumentación actual.



Fuente: elaboración propia

Un punto muy importante para el control de reactores consiste en seleccionar los lazos de control cuyas relaciones resulten incuestionables por razones de experiencia u obvedad. En muchos casos esta selección se limita al control de presión, control de carga y nivel y control de temperatura (Luyben, 1999). El control de la temperatura del reactor es el objeto de estudio de este trabajo de grado.

Estrategias de control para la temperatura del reactor

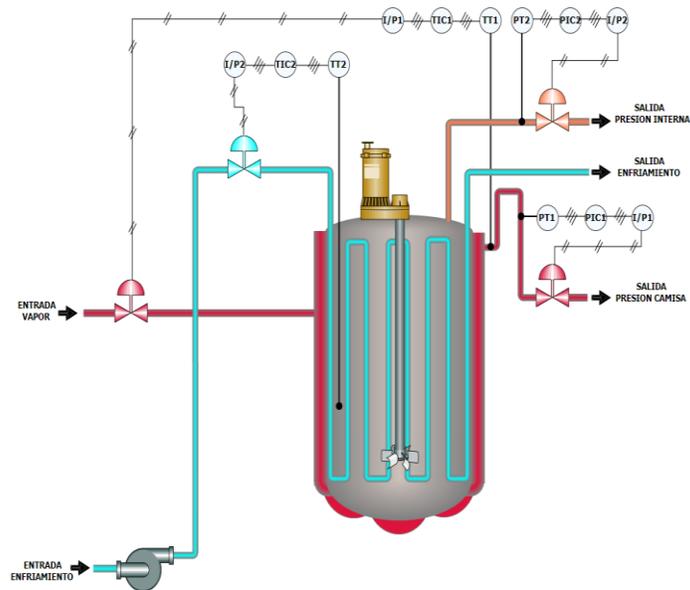
Para controlar la temperatura de reacción, en caso de reacciones exotérmicas, el calor liberado debe eliminarse del sistema a medida que es generado por los

reactivos. Para lograr esto se proponen diferentes alternativas, cada una de las cuales presenta algunas ventajas y desventajas. Las estrategias analizadas son:

Control de temperatura del producto y de la temperatura de la camisa en forma independiente

Para realizar el control, se miden la temperatura dentro del reactor y la temperatura dentro de la camisa. Dependiendo del producto que se vaya a producir se establece el *set-point* para la temperatura de la camisa y para la temperatura del reactor. En la Figura 2 se ve un esquema de este tipo de control.

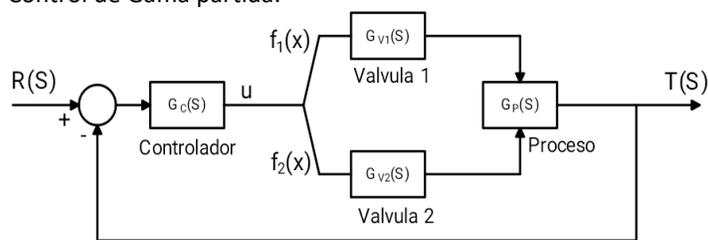
Figura 2. Control de calentamiento/enfriamiento independiente.



Fuente: elaboración propia

Control de gama partida: en esta estrategia de control existe una sola variable controlada y dos o más variables manipuladas que producen un efecto sobre la variable controlada (Espinosa y Fernández, 2017). La estrategia de control consiste en compartir la señal de salida del controlador con varios elementos finales de control, como se indica en la figura 3.

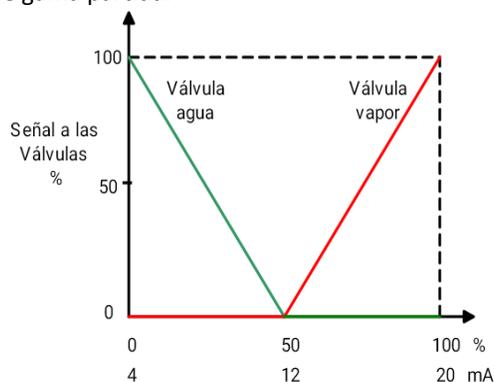
Figura 3. Control de Gama partida.



Fuente: elaboración propia

Cuando la temperatura medida sea superior a la temperatura deseada (*set-point*) se deberá enfriar el reactor, con lo que la válvula de inyección de vapor estará cerrada mientras la del flujo de agua estará abriendo proporcionalmente. Cuando la temperatura medida sea inferior a la temperatura deseada (*set-point*), habrá que calentar el reactor, con lo que la válvula de flujo de vapor irá abriendo mientras la de flujo de agua estará cerrada, (Ortiz *et al.*, 2022). El funcionamiento de las válvulas se muestra en la Figura 4 y la Tabla 1.

Figura 4. Control de gama partida.



Fuente: elaboración propia

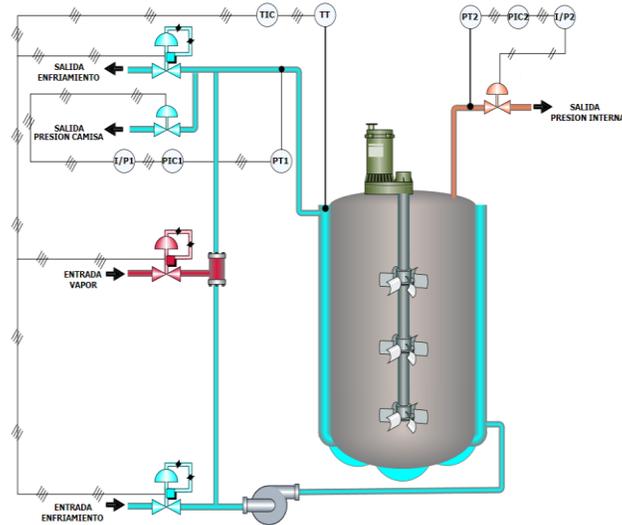
Tabla 1. Salida del controlador y apertura de válvulas.

Salida del controlador (mA)	Salida del Controlador (%)	Fracción Apertura de la válvula de vapor (X_s)	Fracción Apertura de la válvula de agua (X_w)
4	0	0	1
8	25	0	0.5
12	50	0	0
16	75	0.5	0
20	100	1	0

Fuente: elaboración propia

La Figura 5 muestra el diagrama de instrumentación del reactor con el control de gama partida. Se hace notar que las válvulas deben tener posicionador.

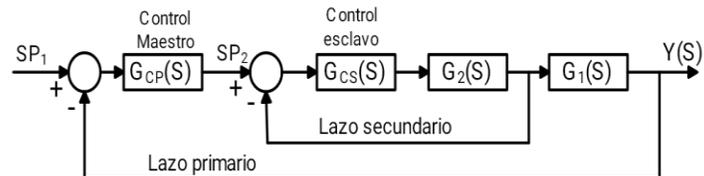
Figura 5. Reactor con el sistema de control de gama partida.



Fuente: elaboración propia

Control en cascada y gama partida: el control en cascada involucra sistemas de control realimentados que están ordenados uno dentro del otro. La estrategia del control en cascada es utilizada para eliminar el efecto de algunas perturbaciones y mejorar la dinámica del lazo de control haciendo la respuesta del sistema más estable y rápida (González, 2017; Llacer, 2018). La Figura 6 muestra un diagrama de bloques de un control en cascada.

Figura 6. Control en cascada.

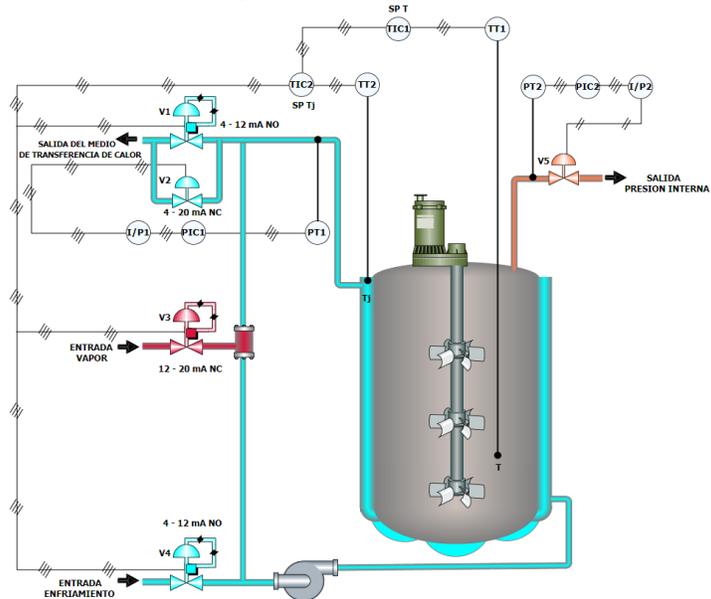


Fuente: elaboración propia

En la Figura 7 se muestra el sistema de control en cascada para el reactor, combinada con un control en gama partida. En esta estrategia de control la temperatura dentro del reactor, cuya respuesta es lenta ante los cambios en el flujo del medio de transferencia de calor (variable manipulada), se toma como el *set-point* de un lazo secundario, cuya respuesta a los cambios de flujo de refrigerante es rápida.

Como se evidencia en la Figura 7, la salida del controlador de temperatura del reactor es el *set-point* del lazo de control de temperatura de la camisa. El propósito del lazo secundario es corregir todas las perturbaciones externas, sin permitir que afecten la temperatura de reacción.

Figura 7. Control en cascada y gama partida para la temperatura del reactor.



Fuente: elaboración propia

Para las dos primeras estrategias se presenta un inconveniente: si la temperatura o la presión del medio de transferencia de calor (vapor o agua) cambian, esto eventualmente alteraría la temperatura de reacción y para la detección del cambio puede transcurrir un tiempo significativo, lo cual puede causar problemas en la producción por demora en el inicio de la corrección de la perturbación que se presenta.

En las tres estrategias de control expuestas anteriormente el reactor debe dotarse de un control de presión para la camisa y un control de presión para el interior de reactor con fines de seguridad y para garantizar la calidad del producto.

Una vez analizados los diferentes esquemas propuestos, sus ventajas y desventajas, se decide seleccionar como estrategia de control para regular la temperatura del reactor el sistema de control en gama partida combinado con el control en cascada.

Modelo matemático del reactor tipo Batch: la dinámica de un reactor Batch se modela a partir de una serie de ecuaciones diferenciales obtenidas de los balances de masa y energía referidos a la masa reaccionante, a la pared del reactor y al fluido que circula por el interior de la camisa. El modelo seleccionado para el reactor objeto de estudio está basado en el propuesto por Luyben (1999) y en el cual se consideran las etapas de calentamiento, llenado de la chaqueta y enfriamiento, durante las cuales ocurre la reacción exotérmica al interior del reactor y se forma el producto deseado a partir del reactante utilizado.

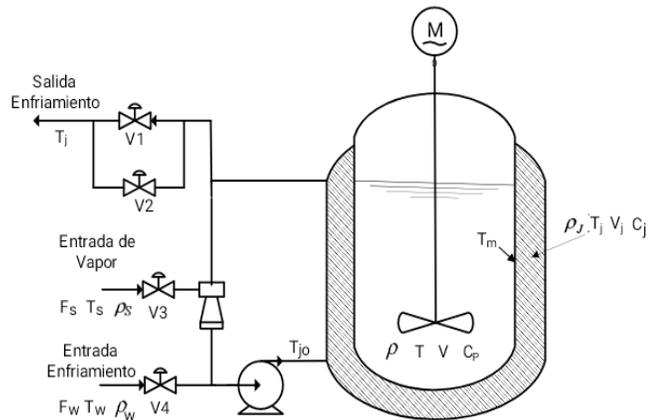
En el análisis del proceso se asumieron las siguientes hipótesis para obtener las ecuaciones (Pérez, Peña y Aljibes 2003):

- Mezcla perfecta en el interior del reactor y sin pérdida de calor al exterior.
- Temperaturas uniformes en el interior del reactor y en la camisa del reactor.

- El volumen de la chaqueta es constante durante las fases de calentamiento y enfriamiento.
- El calor por agitación y el trabajo de eje, no se tienen en consideración.
- Densidades y capacidades caloríficas de los productos constantes.
- Se tiene un flujo de adiciones de monómero e iniciador constantes en tiempo.

En la Figura 8 se muestran los flujos de entrada y salida del reactor y los elementos básicos a considerar para realizar los balances de masa y energía.

Figura 8. Reactor Batch



Fuente: elaboración propia

Las ecuaciones que modelan el comportamiento dinámico del reactor, asumiendo que la densidad del vapor y la presión en la camisa permanecen constantes, son:

Ecuaciones de balance de materia:

$$\frac{dC_A(t)}{dt} = -v_a K_A \cdot C_A(t) \cdot C_B(t) \quad K_A = A_A e^{-\frac{E_A}{RT(t)}} \quad (Ec. 1)$$

$$\frac{dC_B(t)}{dt} = -v_b K_B \cdot C_A(t) \cdot C_B(t) \quad K_B = A_B e^{-\frac{E_B}{RT(t)}} \quad (Ec. 2)$$

Ecuaciones de balance de energía:

$$\rho \cdot V \cdot C_p \frac{dT}{dt} = -\Delta H_r \cdot V \cdot K \cdot C_A \cdot C_B + h_i \cdot A_i \cdot (T_m - T) \quad (Ec. 3)$$

$$\rho_m V_m C_{pm} \frac{dT_m}{dt} = h_i \cdot A_i (T - T_m) - h_o \cdot A_o (T_m - T) \quad (Ec. 4)$$

$$\rho_j \cdot V_j \cdot C_j \frac{dT_j}{dt} = F_w \cdot \rho_j \cdot C_j \cdot (T_{jo} - T_j) + h_o \cdot A_o \cdot (T_m - T_j) \quad (Ec. 55)$$

En la Tabla 2 se muestran los valores de los parámetros en el punto de operación del reactor.

Tabla 2. Valores de los parámetros del reactor

	Valor	Unidades
A_A	400	$[\text{min}^{-1}]$
A_B	1500	$[\text{min}^{-1}]$
A_i	21.4375	m^2
A_o	22.204	m^2
C_A	16.6	mol/l
C_{Ao}	0	mol/l
C_B	1051.7	mol/l
C_j	1	$\text{Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$
C_{pm}	0.1194	$\text{Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$
C_p	0.34551	$\text{Kcal/Kg.}^\circ\text{C}$
E_A	34889.5	KJ/Kmol
E_B	46519.9	KJ/Kmol
F_w	0.444	m^3/min
ΔH_r	-18403	Kcal/Kmol
h_i	257.95	$\text{Kcal/min. m}^2.^\circ\text{C}$
h_o	257.95	$\text{Kcal/min. m}^2.^\circ\text{C}$
R	8.3145	$\text{J/mol.}^\circ\text{K}$
T	92 - 96	$^\circ\text{C}$
T_j	80 - 85	$^\circ\text{C}$
T_{jo}	25	$^\circ\text{C}$
T_m	93	$^\circ\text{C}$
U_j	496.207	Kcal/Kg
V	11	m^3
V_j	2.22	m^3
V_m	0.321	m^3
v_a	0 a 1	Adimensional
v_b	0 a 1	Adimensional
ρ	1030	Kg/m^3
ρ_j	1000	Kg/m^3
ρ_m	7900	Kg/m^3

Fuente: elaboración propia

A continuación, se establecen las ecuaciones de estado no lineales del reactor, reemplazando en las ecuaciones 1 a 5 los valores de los parámetros que permanecen invariables durante su operación:

Ecuaciones de balance:

$$\frac{dC_A(t)}{dt} = -400 \cdot C_A(t) \cdot C_B(t) \cdot e^{-\frac{4196.223}{(T+273)}} \quad (\text{Ec. 6})$$

$$\frac{dC_B(t)}{dt} = 1500 \cdot C_A(t) \cdot C_B(t) \cdot e^{-\frac{5595.032}{(T+273)}} \quad (\text{Ec. 7})$$

$$\frac{dT}{dt} = 20684.77 \cdot C_A(t) \cdot C_B(t) \cdot e^{-\frac{4196.223}{(T+273)}} - 1.4126 \cdot (T - T_m) \quad (\text{Ec. 8})$$

$$\frac{dT_m}{dt} = 18.263(T - T_m) - 18.916(T_m - T_j) \quad (\text{Ec. 9})$$

$$\frac{dT_j}{dt} = 0.45F_w(T_{jo} - T_j) + 2.5799(T_m - T_j) \text{ Enfriar} \quad (Ec. 10)$$

$$\frac{dT_j}{dt} = 0.45F_s(T_{jo} - T_j) + 2439.2(T_m - T_j) \text{ Calentar} \quad (Ec. 11)$$

$$F_w = 3.85X_w \quad F_s = 11.02X_s \quad (Ec. 12)$$

$C_A(t)$: Concentración molar del componente A.

$C_B(t)$: Concentración molar del componente B.

T : Temperatura del producto dentro del reactor.

T_m : Temperatura de la pared.

T_j : Temperatura del fluido dentro de la camisa.

T_{jo} : Temperatura del fluido que entra a la camisa

F_w : Flujo volumétrico de alimentación de fluido en la camisa.

F_s : Flujo de vapor que entra a la camisa.

X_w : Apertura de la válvula de agua.

X_s : Apertura de la válvula de vapor.

Linealización de la dinámica del reactor: la dinámica del reactor se linealizó tomando como puntos de equilibrio los parámetros indicados en la Tabla 1, utilizando el método de linealización mediante series de Taylor. Para simplificar, se asume que la densidad del vapor y la presión en la camisa permanecen constantes.

- Se consideran como variables de estado:

$$x_1 = C_A \quad x_2 = C_B \quad x_3 = T \quad x_4 = T_m \quad x_5 = T_j \quad (Ec. 13)$$

- Se consideran como variables manipuladas:

$$u_f = F_w \quad o \quad u_s = F_s \quad (Ec. 14)$$

- La perturbación es la temperatura de entrada del fluido a la camisa

$$u_1 = T_{jo} \quad (Ec. 15)$$

El sistema linealizado da como resultado:

$$\begin{bmatrix} \dot{x}_1 \\ \dot{x}_2 \\ \dot{x}_3 \\ \dot{x}_4 \\ \dot{x}_5 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} -0.052 & -0.0000432 & -0.0000161 & 0 & 0 \\ 0.0047 & 0 & 0 & 0 & 0 \\ 2.91 & 0 & -1.413 & 1.413 & 0 \\ 0 & 0 & 18.26 & -37.18 & -2.78 \\ 0 & 0 & 0 & 2.58 & 0 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ 0 & 0 \\ -28.4 & 0.1998 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_f \\ u_1 \end{bmatrix} \quad Y = [0 \quad 0 \quad 1 \quad 0 \quad 0] \begin{bmatrix} x_1 \\ x_2 \\ x_3 \\ x_4 \\ x_5 \end{bmatrix} \quad (Ec. 16)$$

Para realizar el control, interesan las funciones de transferencia que relacionan la temperatura de la camisa T_j con el flujo de entrada a la camisa F_w y la temperatura del producto T con la temperatura de la camisa T_j . De la ecuación 16 y después de simplificar se obtiene:

$$G_1(S) = \frac{T_j(s)}{F_w(S)} = \frac{X_5(S)}{U_f(S)} = -\frac{28.4(S + 0.7119)}{S^2 + 0.8984S + 0.2716} \quad (Ec. 17)$$

$$G_2(S) = \frac{T(S)}{F_w(S)} = \frac{112.568}{(S + 37.89)(S^2 + 0.8984S + 0.2716)} \quad (Ec. 18)$$

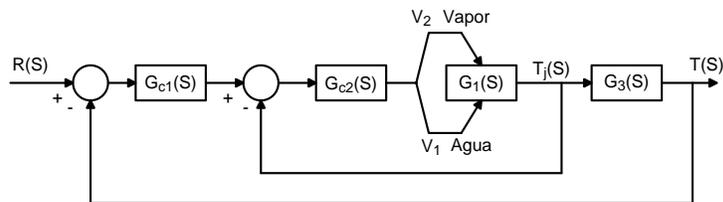
De las ecuaciones 17 y 18, la función de transferencia que relaciona la temperatura del producto T con la temperatura de la camisa T_j está dada por:

$$G_3(S) = \frac{T(S)}{T_j(S)} = -\frac{3.963}{(S + 37.89)(S + 0.7119)} \quad (Ec. 19)$$

Diseño de los controladores

El sistema en cascada y gama partida tiene como lazo secundario (esclavo) el control de la temperatura de la camisa T_j y como lazo primario el control de la temperatura del producto T dentro del reactor. La Figura 9 muestra un diagrama de bloques del sistema a implementar:

Figura 9. Diagrama de bloques para el control del reactor.



Fuente: elaboración propia

Diseño del controlador secundario o esclavo: la planta para el controlador es:

$$G_1(S) = \frac{T_j(s)}{F_w(S)} = \frac{X_5(S)}{U_f(S)} = -\frac{28.4(S + 0.7119)}{S^2 + 0.8984S + 0.2716} \quad (Ec. 20)$$

Para esta planta se diseña un controlador proporcional por el método de ganancia límite. El parámetro de ajuste para el controlador es la ganancia K_c . Así, la función de transferencia de lazo cerrado del sistema planta más controlador con $G_{cs} = K_c$ es:

$$G_w(S) = -\frac{28.4K_c(S + 0.7119)}{S^2 + 28.4(0.03162 - K_c)S + 20.218(0.01343 - K_c)} \quad (Ec. 21)$$

Para hallar la ganancia máxima K_c para estabilidad del sistema se aplica el criterio de Routh-Hurwitz a la ecuación característica. Después de aplicar el criterio mencionado y para que el sistema sea estable la ganancia máxima que puede tener el controlador es $K_c \leq 0.01343$.

Para un controlador proporcional el criterio de ganancia límite recomienda que:

$$K_c = 0.5K_{cmax} \quad G_{cs} = K_c = 0.0067$$

Diseño del controlador primario o maestro: para el controlador primario, la planta equivalente está formada por la función de transferencia de lazo cerrado del lazo secundario incluido el controlador P , en cascada con la función de transferencia entre la temperatura del producto y la temperatura de la camisa dada por $G_3(S)$; es decir:

$$G_p(S) = -\frac{0.75408}{(S + 37.89)(S^2 + 0.70812S + 0.13614)}$$

Si se asume que al sistema se le adiciona una ganancia K , su función de transferencia en lazo cerrado con dicha ganancia es:

$$G_w(S) = \frac{T(S)}{R(S)} = -\frac{0.75408K}{S^3 + 38.5981S^2 + 26.9668S + 0.75408(6.84058 - K)}$$

Para estabilidad se debe cumplir que:

$$-1370.3 < K < 6.84058 \quad K_{max} = 6.84058$$

Mediante la aplicación del criterio de Routh, se obtiene que la frecuencia de oscilación del sistema con la ganancia máxima es $\omega_\pi = 5.186 \text{ rad/min}$; por lo tanto, $T_u = 1.21 \text{ min}$.

Así, los ajustes para el controlador PI son:

$$K_c = 0.45K_{max} \quad K_c = 3.07$$

$$\tau_i = 0.83T_u \quad \tau_i = 1.004 \text{ min}$$

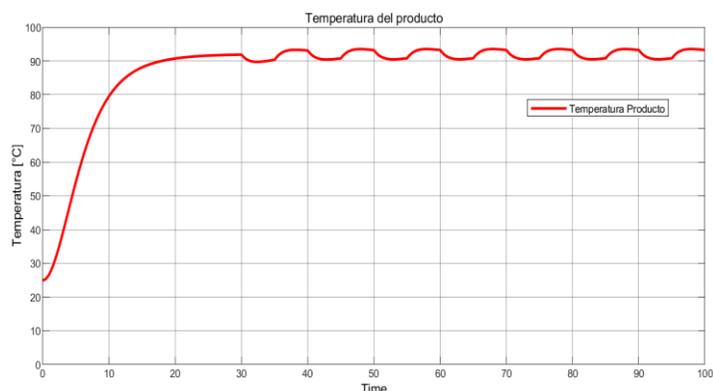
El controlador PI es, entonces:

$$G_{c1}(S) = \frac{3.07(1.004S + 1)}{1.004S} = \frac{3.0577(S + 1)}{S}$$

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Una vez modelado el sistema y calculados los controladores se procedió a realizar la simulación de estos. Inicialmente, se realizó la simulación del proceso utilizando el SIMULINK®, como se indica en la Figura 10, en la que se observa la simulación de la etapa de calentamiento del reactor, con temperatura inicial del producto en 25 °C. Una vez alcanzada la temperatura de referencia para el producto (92 °C), el control de gama partida se encarga de inyectar en la camisa agua de refrigeración a 25 °C, si es necesario enfriar el producto; o vapor de agua saturado, si es necesario calentar.

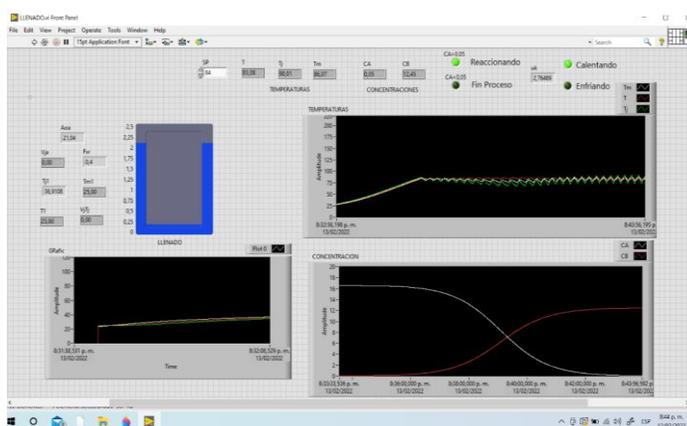
Figura 10. Respuesta de la temperatura del producto en el reactor.



Fuente: elaboración propia

El comportamiento del sistema de control para el reactor también se simuló en la plataforma LABVIEW® en varios puntos de operación. En la Figura 11 se observa la respuesta del reactor cuando se le asigna al producto una temperatura de referencia de 84 °C: inicia el calentamiento y, al llegar a los 84 °C, comienza la alternancia entre calentamiento y enfriamiento según sea necesario. En la gráfica de las concentraciones del producto se ve la conversión de los productos reaccionantes y se aprecia como el dispersante alcanza una concentración final de 12.45 mol/l.

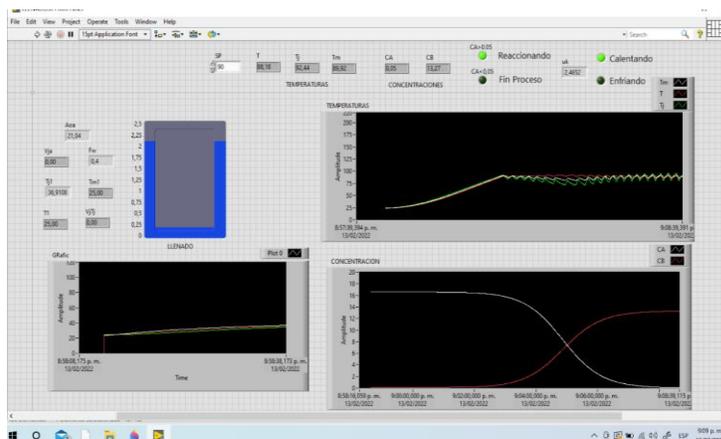
Figura 11. Respuesta de la temperatura del producto con SP=84 °C.



Fuente: elaboración propia

La Figura 12 representa la respuesta del reactor cuando la temperatura de referencia para el producto se coloca en 90 °C. La temperatura del producto representada en la línea roja alcanza su valor máximo en el punto de cruce de las concentraciones, pues allí es en donde se da la reacción; por ser exotérmica, libera la mayor cantidad de calor. Como puede verse el proceso, alcanza estabilidad térmica y la concentración del dispersante llega a 13.27 mol/l, mejorando el valor de la concentración alcanzada en el experimento anterior en 96 °C (Figura 13). En este caso, la concentración del dispersante llega a 14.12 mol/l, mejorando el valor de las concentraciones alcanzadas los experimentos anteriores.

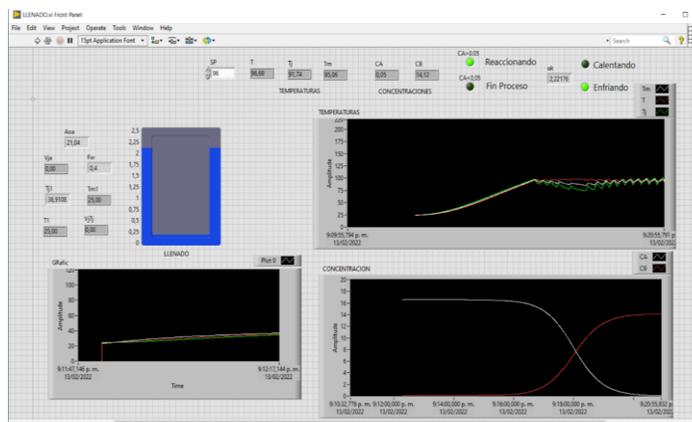
Figura 12. Respuesta de la temperatura del producto con SP=90°C



Fuente: elaboración propia

Los experimentos y ensayos realizados indican que el rango de temperatura más apropiado para trabajar el reactor está entre 92 °y 96 °C, pues en este rango se produce el mejor rendimiento, representado en la tasa de conversión de los productos reaccionantes.

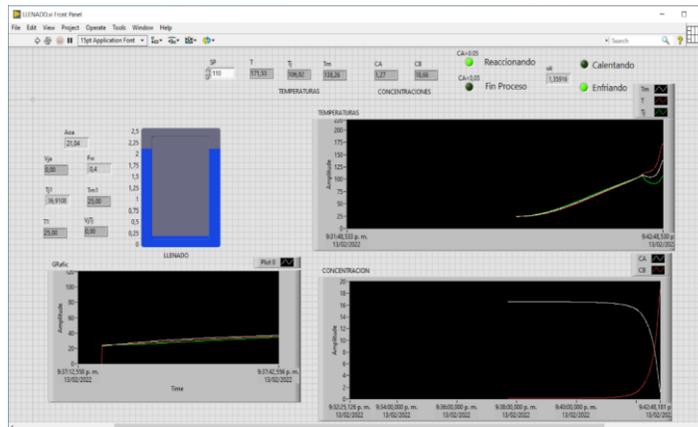
Figura 13. Respuesta de la temperatura del producto con SP=96°C



Fuente: elaboración propia

La Figura 14 corresponde a la respuesta del reactor cuando la temperatura de referencia para el producto se establece en 110 °C, en cuyo caso se produce una reacción violenta con un desprendimiento de calor tan alto que el sistema de control no es capaz de regular el proceso. Cuando esto sucede se presenta una situación muy peligrosa dentro del reactor conocida con el nombre de *Runaway*; la reacción queda fuera de control, lo que hace que el reactor sea térmicamente inestable mostrando un aumento muy acelerado en la temperatura y la velocidad de reacción debido a que la liberación de calor en la reacción exotérmica supera la velocidad de enfriamiento disponible con el refrigerante existente.

Figura 14. Respuesta de la temperatura del producto con $SP=110^{\circ}\text{C}$



Fuente: elaboración propia

Los resultados obtenidos se ajustan bastante bien a los descritos en la literatura y a los alcanzados en la operación del sistema real del reactor y han hecho posible la obtención de los perfiles de concentración de los reactantes, lo que permitió relacionar la evolución de la concentración del producto (Balance de Materia) con la temperatura dentro del reactor (Balance de Energía) y establecer el rango óptimo para la temperatura de trabajo del reactor.

CONCLUSIONES

En el trabajo se realiza la modelización y simulación de operación de un reactor tipo Batch, se diseña una estrategia de control de gama partida en cascada y se realiza el control de este en diferentes zonas de trabajo.

- Se presenta la propuesta de automatización, incluyendo la selección de tecnología, diagramas de instrumentación, planos eléctricos de potencia y control y algoritmos de control.
- La modelación del reactor permitió diseñar y simular, en diferentes puntos de operación, la estrategia de control seleccionada para controlar la temperatura del producto en el reactor, incluyendo el ajuste de los parámetros del controlador.
- Cuando se trata de controlar el reactor a temperaturas mayores a las recomendadas para el proceso, es imposible controlar la temperatura del reactor, la reacción se realiza en forma extremadamente rápida y la temperatura aumenta sin control presentándose el fenómeno conocido como *Runaway* en el reactor.
- Mediante la simulación, a partir de LABVIEW®, se pudo observar que la temperatura, además de influir en la conversión de los reactantes en el producto, también influye en el tiempo que dura el proceso.
- Los resultados obtenidos han aportado una gran cantidad de información que permite mejorar considerablemente la operación real del reactor, facilitando un trabajo eficiente y seguro de los equipos.
- Respecto al tema de control del reactor, se podría ampliar el estudio considerando otras opciones de control, adecuando convenientemente el reactor para poder llevar a cabo las validaciones correspondientes en el

proceso real y esperar a que la empresa considere implementar el sistema de automatización propuesto.

- Por último, para aplicaciones de enseñanza universitaria, resultaría muy interesante diseñar una serie de ejemplos con carácter didáctico, utilizando los modelos matemáticos obtenidos, para simular situaciones verdaderamente interesantes y reales, y llevar a cabo un estudio comparativo bajo diversas condiciones de trabajo y diferentes estrategias de control.

RECOMENDACIONES

Como trabajo futuro, una vez establecidos los parámetros experimentales y, realizadas las pruebas de control, se recomienda realizar algunos ajustes en la instrumentación del reactor para hacer más eficiente el proceso de calentamiento-enfriamiento, de modo que se obtenga un producto de alta calidad. Como mejoras para el proyecto, se sugiere realizar un análisis más exhaustivo del comportamiento de las reacciones en el reactor.

AGRADECIMIENTOS

Los autores expresan sus agradecimientos al Politécnico Colombiano Jaime Isaza Cadavid y a la empresa que facilitó sus instalaciones para realizar el diseño de la automatización del reactor.

REFERENCIAS

Álvarez, J. (2017). *Automatización mediante controlador lógico programable del reactor Batch de tanque agitado del proceso de fabricación de jabón como alternativa de mejora en la dosificación de insumos utilizados* [Tesis de grado, Universidad Nacional Tecnológica De Lima Sur].

Campus, C. y Rodríguez, F. (2016) *Automatización de un reactor tipo Batch para la obtención de biodiesel en el laboratorio de procesos industriales de la facultad de ciencias* [Tesis de grado, Escuela superior politécnica de Chimborazo Facultad de Informática y Electrónica. Escuela de Ingeniería Electrónica en Control y Redes Industriales].

Cargua, W. *et al.* (2018). Comparación de esquemas de control para reactores químicos tipo CSTR. *Ciencia e Ingeniería*, (39)2, pp. 177-189. <https://www.redalyc.org/journal/5075/507557606009/html/>

Espinoza, P. (2008). *Diseño, simulación y control automático de temperatura para reactores batch en producción de resinas* [Tesis de grado, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso]. http://opac.pucv.cl/pucv_txt/txt-9500/UCI9954_01.pdf

Fernández, L. (2017). *Instrumentación y control de plantas industriales. Instrumentación hoy*. <https://instrumentacionhoy.blogspot.com/2017/05/control-rango-partido.html>

González, J. (2017). *Control en cascada de la temperatura para optimizar consumo de combustible de un horno térmico* [Tesis de maestría, Universidad Nacional del Callao].

García Jaimes, L. E., Cruz Cárdenas, S., y Rivera González, A. B. (2023). <https://doi.org/10.21789/22561498.1936>

López, P. (2017). *Automatización de un biorreactor piloto* [Tesis de posgrado, Universidad Tecnológica de la Mixteca. Huajuapán de León, Oaxaca]

Llácer, J. (2018). *Control en cascada de la temperatura de un reactor continuo de tanque agitado encamisado* [Tesis de pregrado, Universidad Politécnica de Valencia].

Luyben, W. (1999). *Process modeling, simulation, and control for chemical engineers*. McGraw-Hill Publishing Company.

Mushtaq, F. (2019). *Analysis and Validation of Chemical Reactors performance models developed in a commercial software platform* [Master of Science Thesis, KTH School of Industrial Engineering and Management Energy Technology].

Ortiz, D. *et al.* (2022). Split-range control for improved operation of solar absorption cooling plants. *Elsevier, Renewable Energy*, 192, pp. 361-37. <https://doi.org/10.1016/j.renene.2022.04.064>

Pérez, A., Peña, E. y Aljibes, P (2003). Modelación, simulación y control de un reactor exotérmico por lotes utilizando Matlab–Simulink. *Revista Ingeniería*, 10(2).

Pierri, F. (2006). *Modeling, Control and Fault Diagnosis for Chemical Batch Reactors* [Tesis de maestría. Università degli Studi Regione Basilicata della Basilicata].