



PI and PID Temperature and Product Concentration Control in a Chemical Plant producing propilenglicol

Tomás Ramón Rivero Álvarez¹, Rafael Trujillo Codorniú², Israel Francisco Benítez Pina³

¹ Universidad de Oriente, Profesor Dpto. de Matemática Aplicada. Ing. Control Automático, Santiago de Cuba, Cuba.

² Universidad de Oriente, Profesor Dpto. Control Automático. Doctor en Ciencias Matemáticas, Grupo SERCONI, Unión del Níquel Santiago de Cuba, Cuba.

³ Universidad de Oriente, Profesor Dpto. Control Automático. Ing. Control Automático, Doctor en Ciencias Técnicas, Santiago de Cuba, Cuba.

Email: tomasr@uo.edu.cu, rtrujillo@uo.edu.cu, ibenitez@uo.edu.cu

ABSTRACT

During the operation, a Chemical Processing Plant must satisfy some design conditions and technical, economic and social requirements in the presence of external disturbances and has to keep constant in stable operation conditions some vital process parameters for the processing and production of some chemical products. With this researching work a nonlinear with restrictions model for a CSTR Reactor is obtained and linearized applying Taylor Series. A PID Temperature Control is implemented for the Chemical Reactor CSTR with simple exothermal reaction in a first stage of the process. Finally, a PI Control is implemented to control the mass Concentration of the final product, propilenglicol, in a Fed-Batch Bioreactor of perfect mixing, for a second stage of the process. The control design is accomplished using Matlab/Simulink.

Keywords: PI, PID Control, Math modeling, CSTR Chemical Reactor, Fed-Batch Bioreactor, Simulation, Matlab/Simulink.

Control PI y PID de Temperatura y Concentración del producto en una Planta Química productora de propilenglicol

RESUMEN

Durante su operación, una Planta de Procesamiento Químico debe de satisfacer varios requerimientos por el diseño y por condiciones técnicas, económicas y sociales en presencia de influencias externas (perturbaciones) y debe mantener constantes en operación estable ciertos parámetros de proceso vitales para el proceso de obtención de ciertos productos químicos. Con este trabajo se obtiene el modelo no lineal con restricciones en un Reactor CSTR y el modelo de un Bioreactor, se linealiza el modelo aplicando series de Taylor y se implementa Control Proporcional-Integral-Derivativo para controlar la Temperatura en un Reactor Químico de tanque continuamente agitado (CSTR) con reacción simple exotérmica, en una primera etapa del proceso. Por último, se implementa Control Proporcional-Integral para controlar la Concentración másica del producto final, propilenglicol, en un Bioreactor de mezclado perfecto alimentado por lotes, en la segunda etapa del proceso. El diseño de control se realiza usando como herramienta el Matlab/Simulink.

Palabras Chaves: Control PI, PID, Modelo matemático, Reactor Químico CSRT, Bioreactor Fed-Batch, Simulación, Matlab/Simulink.

I. INTRODUCCIÓN

Una planta de procesamiento químico es un arreglo de unidades de proceso (reactores, intercambiadores de calor,

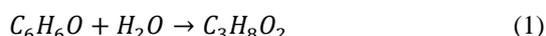
bombas, columnas de destilación, absorbedores, calentadores, evaporadores, tanques, etc.) integradas unas con otras de forma sistemática. El objetivo general de una planta es convertir ciertas materias primas en los productos deseados de la forma más

Copyright ©2016 by authors and Institute of Technology Galileo of Amazon (ITEGAM). This work is licensed under the Creative Commons Attribution International License (CC BY 4.0).
<http://creativecommons.org/licenses/by/4.0/>



económica posible. Durante su operación, una planta de procesamiento químico debe de satisfacer varios requerimientos por el diseño y por condiciones técnicas, económicas y sociales en presencia de influencias externas (perturbaciones) y debe mantener constantes en operación estable ciertos parámetros de proceso vitales para el proceso de obtención de productos químicos. Los requerimientos que debe cumplir una planta de procesamiento químico son los siguientes: Seguridad, especificaciones de producción, regulaciones ambientales, restricciones operacionales, factores económicos, impacto medio ambiental, etc. Todos los requerimientos anteriores dictan la necesidad de un monitoreo continuo de la operación de una planta química y la intervención externa (control) para garantizar la satisfacción de los objetivos operacionales y de funcionamiento de la planta y lograr una mayor eficiencia en el proceso productivo, incluido el ahorro económico e impacto social a que esto conlleva.

Este trabajo se enfoca al logro de la automatización de un proceso químico para la obtención libre de impurezas del propilenglicol, a partir de óxido de propileno y agua, como se indica en la siguiente reacción:



Esta reacción de hidrólisis del óxido de propileno se lleva a cabo dentro de un CSTR para obtener conversiones superiores al 90 % [1]. Por la importancia y múltiples aplicaciones en la industria química de la producción de propilenglicol, y otros tipos de alcoholes, en este trabajo se trabajó con la reacción de formación de este producto químico, bajo los siguientes parámetros de diseño dados en la Tabla 1 siguiente:

Tabla 1: Parámetros de la reacción de producción de propilenglicol.

Parámetro	Valor	Unidad	Símbolo
Caudal de entrada	9.63	$\frac{m^3}{h}$	F
Volumen del Reactor	2.41	m^3	V
Energía de Activación	69 780	$\frac{KJoule}{Kmol}$	E
Constante Universal de los Gases	8.31	$\frac{KJ}{Kmol K}$	R
Factor de Frecuencia (Cte. de reacción)	16.96 * 10 ¹²	$\frac{1}{h}$	k ₀
Entalpía de Reacción	-86 335.8	$\frac{KJoule}{Kmol}$	ΔH
Densidad x Capacidad Calórica Específica	24 50.54	$\frac{KJ}{m^3 K}$	ρC _p
Coficiente General de Transferencia de Calor	8280	$\frac{KJ}{m^2 h K}$	U
Área de Transferencia De Calor	8.69	m^2	A

Concentración inicial de A	1.98	$\frac{Kmol}{m^3}$	C _{A0}
Concentración de Operación (set point)	C _{B0} = 0.1 * C _{Ai} = 0.198	$\frac{Kmol}{m^3}$	C _{B0}
Temperatura de Entrada del Reactor	297	°K	T ₀
Temperatura de Operación del Reactor (set point)	313	°K	T _i
Volumen de la Camisa	2	m^3	V _j
Densidad x Capacidad Calórica Específica de la Camisa	2823.19	$\frac{kJ}{m^3 K}$	ρ _j C _{pj}
Temperatura de Entrada de la Camisa del Reactor	288	°K	T _{j0}
Caudal en la camisa	2.5	$\frac{cm^3}{min}$	F _j
Concentración inicial del producto	0	$\frac{Kmol}{m^3}$	C _{B_i}
Densidad x Capacidad Calórica Específica de la Camisa x Volumen de la Camisa	5646.38	$\frac{kJ}{K}$	ρ _j C _{pj} V _j

Fuente: [13].

La Automatización se logra a través de un arreglo lógico de equipos (instrumentos de medición, válvulas, controladores, equipos de cómputo) e intervención humana (diseñadores, operadores) que juntos constituyen un sistema de control. Hay tres necesidades generales que un sistema de control debe satisfacer:

- Suprimir la influencia de perturbaciones externas.
- Asegurar la estabilidad del proceso químico.
- Optimizar el desempeño de los procesos químicos.

Un Reactor Químico de Tanque Continuamente Agitado (Continuos Stirred Tank Reactor o CSTR en inglés) consiste en un depósito con una o varias corrientes de entrada al igual que una o varias corrientes de salida. Cuenta con un sistema de agitación lo suficientemente potente como para asumir una mezcla perfecta. Para el control de Temperatura se puede disponer de un depósito encamisado con vapor o algún fluido para refrigerar o calentar el reactor dependiendo de las necesidades. Por lo importante para la industria, el peligro que representan las reacciones exotérmicas cuando no se controla la Temperatura

para que se mantenga estable dentro de los parámetros de explotación de los reactores CSTR con camisa de enfriamiento, por las numerosas aplicaciones que tienen los reactores químicos de reacciones exotérmicas y por ser las unidades de proceso de mayor importancia en un proceso químico industrial es que este trabajo se enfoca en este tipo de Reactores químicos CSTR. La Figura 1 muestra el esquema de un reactor CSTR de reacción simple $A \rightarrow B$, acompañado de sistema de enfriamiento en forma de chaqueta a Temperatura T_j :

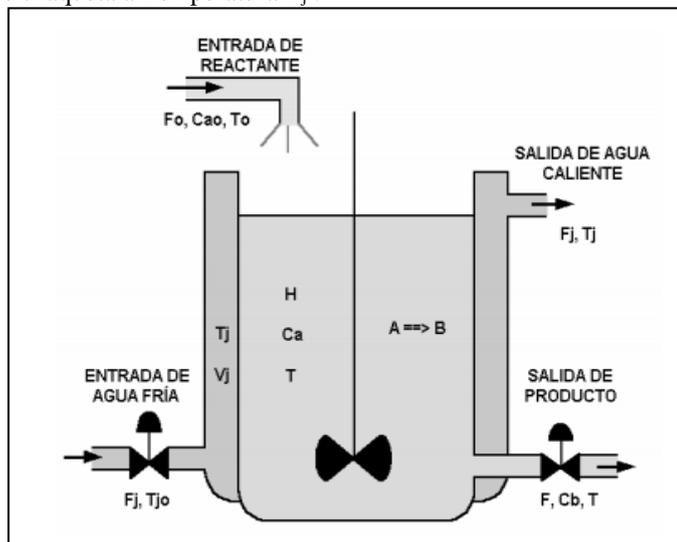


Figura 1: Esquema de un reactor químico tipo tanque continuamente agitado (CSTR) con camisa de enfriamiento y reacción simple exotérmica.

Fuente: Los Autores, (2018).

El presente trabajo tiene como **objetivo** la linealización del modelo no lineal con restricciones de un Reactor Químico CSTR, la modelación de un Bioreactor alimentado por lotes usando la Transformada de Laplace y la implementación de control Proporcional-Integral-Derivativo y control Proporcional-Integral para cada etapa del proceso descrito, usando como herramienta el Matlab/Simulink para controlar la Temperatura en un Reactor Químico CSTR con reacción simple exotérmica y la concentración del producto en un Bioreactor Fed-Batch.

II. REVISIÓN BIBLIOGRÁFICA

Por lo general, los reactores continuos de tanque agitado (CSTR) se operan cerca de o en puntos de equilibrio inestables, que corresponden a una producción óptima del proceso [2]. Aun cuando el punto de equilibrio sea estable a lazo abierto, este puede ser muy sensible a cambios de carga (ejemplo: cambios en las condiciones de alimentación). Debido a que los CSTR son comúnmente la parte central de un proceso químico completo, el control de la operación del CSTR ha sido uno de los problemas más importantes en la industria química. La regulación de temperatura es la operación de control más sencilla de los CSTR. La mayoría de controladores de temperatura en la industria química son controladores PID clásicos [2] y [3]. Existen muchas razones para esto, incluyendo sus antecedentes de operación probada, el hecho que se entiende bien el funcionamiento por parte de los técnicos, operadores industriales y personal de mantenimiento. Además, en muchas aplicaciones, el hecho que un controlador PID diseñado adecuadamente y bien sintonizado logre los objetivos de control lo hacen atractivo. Un controlador industrial PID tiene muchas ventajas adicionales que lo hacen

práctico para la operación de un CSTR. Por ejemplo, cuenta con interrupción automática y manual, seguimiento del punto de referencia (set point) y modos manuales de emergencia. Básicamente, el controlador PI para regulación de temperatura se diseña en base a una linealización alrededor del punto de equilibrio de operación. El diseño y análisis de controladores PI para la estabilización y regulación de reactores CSTR derivaron en el trabajo de Aris [4], y ha dado lugar, desde entonces, a una literatura abundante y numerosas aplicaciones exitosas.

Se han reportado en la literatura numerosos trabajos sobre control de Temperatura en Reactores Químicos CSTR. En [5] se diseña un control PID para un Reactor de un grado de libertad y con entrada de perturbaciones medibles. En [6] se deriva control óptimo para una clase de reactor químico CSTR. Diferentes estrategias de control moderno son desarrolladas en [7], tales como control por modelo interno (IMC), control predictivo basado en modelos (MPC), controlador con dinámica inversa y controlador PID con antiwindup. Entre las aplicaciones de los reactores CSTR se puede destacar la polimerización para la producción de plásticos y pinturas, producción de acetato de sodio para la formación de jabones, producción de nitrobenzeno para los explosivos, producción de etilglicol y propilenglicol para anticongelantes, hidrólisis de anhídrido acético para producir ácido acético y oxidación de Diesel para su deshidrosulfuración [8]. En [9] se exponen múltiples tipos de reactores: Reactor intermitente (Batch), reactor tubular o de flujo pistón, reactor de lecho empacado (PBR), Reactor de tanque continuamente agitado (CSTR) con camisa de enfriamiento objeto de estudio del presente trabajo. Estos modelos se corresponden con los modelos teóricos de ecuaciones a través de los cuales se puede prever e incluso variar el resultado de una reacción química. Estos modelos desarrollados a lo largo del tiempo son muy diversos: Existen modelos tanto estacionarios como no estacionarios, dependientes de la temperatura o isotérmicos, endotérmicos (con camisa de calentamiento) o exotérmicos. El reactor químico de mezcla perfecta o CSTR es el reactor más utilizado a nivel industrial para reacciones en fase líquida y opera en estado estacionario de modo que, en general, se considera que se produce una mezcla perfecta, lo que genera como resultado que los CSTR presentan como ventaja que se modelan sin variaciones especiales en la concentración, temperatura o velocidad de reacción en todos los puntos del recipiente lo que genera simplicidad de construcción Ver [8-9][11].

La Figura 2 muestra un esquema en tres dimensiones del Reactor Químico CSTR con camisa de enfriamiento y reacción simple exotérmica:

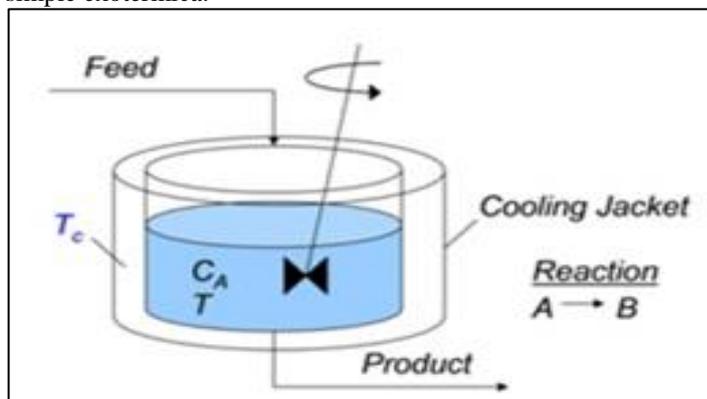


Figura 2: Diagrama espacial del reactor químico CSTR con camisa de enfriamiento y reacción simple exotérmica.

Fuente: Los Autores, (2018).

Asumiendo la hipótesis de mezcla perfecta, también se asume que la corriente de salida tiene los mismos valores de concentración y temperatura que cualquier punto del interior del reactor. Entre las aplicaciones de estos reactores CSTR se puede destacar la polimerización para la producción de plásticos y pinturas, producción de acetato de sodio para la formación de jabones, producción de nitrobenzono para los explosivos, producción de etilglicol y propilenglicol para anticongelantes, hidrólisis de anhídrido acético para producir ácido acético y oxidación de Diesel para su deshidrodesulfuración [12].

La Figura 3 muestra uno de los Reactores Químicos CSTR que se comercializan en la actualidad:



Figura 3: Reactor químico cónico vertical 4 pulgadas y mezclador en forma de cuchillas helicoidal cónico.

Fuente: Los autores, (2018).

II.1 NECESIDAD DE IMPLEMENTAR CONTROL DE TEMPERATURA EN EL REACTOR QUÍMICO CSTR

Un aumento de la Temperatura de proceso en el Reactor CSTR puede acelerar una reacción exotérmica o puede causar la descomposición térmica. Por ellos se tiene que definir la temperatura mínima a la cual empezará un descontrol exotérmico bajo las condiciones de la planta y el margen de seguridad entre esta temperatura y la temperatura de operación normal. Por otro lado, una disminución de la temperatura puede provocar la acumulación de material no reaccionado. Para evitar esta acumulación de material, también deberán definirse las temperaturas mínimas y/o máximas a las cuales ocurre la reacción deseada.

El control y la regulación de la temperatura son necesarios, puesto que existen diversas situaciones de riesgo que nos podemos encontrar durante un proceso químico que ocasionen desviaciones de la temperatura, y que en consecuencia habrá que evitar:

- Sistema de refrigeración mal diseñado.
- Pérdida del suministro de refrigerante.
- Pérdida de la capacidad refrigerante por obstrucciones o recubrimientos aislantes
- Ajuste incorrecto de la temperatura deseada.
- Fallo del sistema de control de Temperatura.
- Fallo de energía eléctrica.
- Avería de la bomba de suministro del refrigerante.
- Otros fallos mecánicos (por ejemplo, en válvulas).

III. MODELACIÓN MATEMÁTICA Y DISEÑO DEL LAZO DE CONTROL DEL REACTOR QUÍMICO CSTR

La reacción es exotérmica, irreversible y de primer orden, del tipo $A \Rightarrow B$, donde A es el reactante, B el producto. No se modela el tiempo muerto (retardo). Reactante y producto se encuentran en fase líquida. La densidad y capacidad calórica de la mezcla permanecen constantes, así como otras propiedades termodinámicas de reactante y producto. La transferencia de calor del tanque de reacción a la chaqueta es ideal, lo que indica que los efectos energéticos que ocurren entre la pared del tanque y de la chaqueta se suponen despreciables. El volumen de la mezcla varía proporcionalmente con el nivel de la misma. El volumen de la chaqueta es constante durante la fase de enfriamiento. Para los reactores químicos tipo tanque agitado se puede presentar una acción de control cuando se genera una fluctuación en la Temperatura de entrada, la cual puede ser considerada como una perturbación ya que esto generará que la Temperatura dentro del reactor $T(t)$ se eleve por encima de la Temperatura óptima de reacción, produciendo una señal de error. Esto actuará sobre un controlador, el cual enviará una señal a un actuador (válvula) la cual regulará el flujo de refrigerante causando que la Temperatura del Reactor disminuya y vuelva al valor deseado. Un esquema del lazo de control de un reactor químico tipo CSTR se ilustra en la Figura 4:

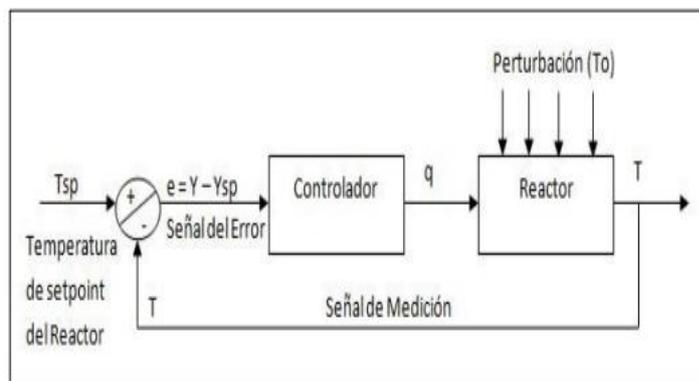


Figura 4: Lazo de control de temperatura $T(t)$ de un Reactor químico tipo tanque continuamente agitado (CSTR).

Fuente: Los Autores, (2018).

La Figura 5 muestra un esquema del lazo de control simple de Temperatura en el Reactor CSTR. La Temperatura T se sensa con un Transmisor de Temperatura y se controla actuando sobre la válvula de entrada de líquido refrigerante a la camisa de enfriamiento.

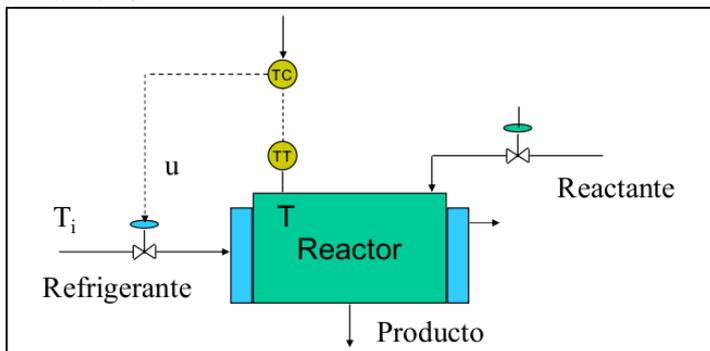


Figura 5: Lazo de control de temperatura $T(t)$ de un Reactor químico tipo tanque continuamente agitado (CSTR).

Fuente: Los Autores, (2018).

En la Figura 6 se muestra un esquema de la Planta de producción de propilenglicol:

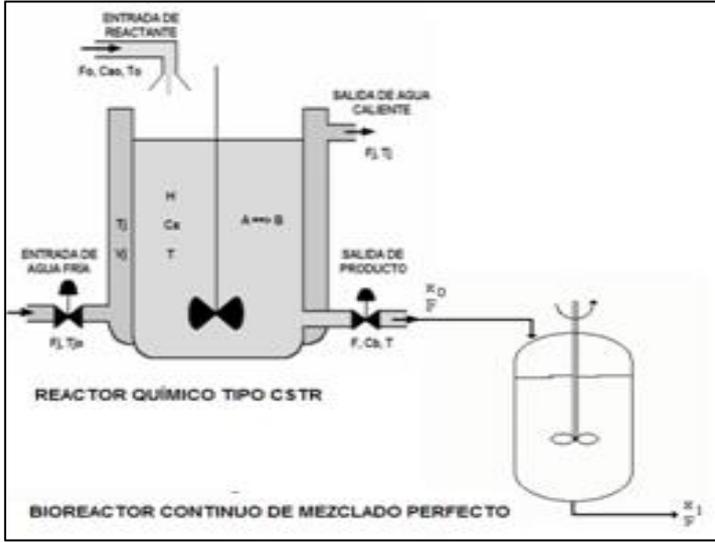


Figura 6: Planta de procesamiento químico de producción de propilenglicol.

Fuente: Los Autores, (2018).

El modelo matemático del Reactor Químico tipo CSTR se obtiene aplicando los Balances de masa total, Balance de componentes sobre la mezcla reactante A, Balance de componentes sobre la mezcla producto B, Ecuación para la velocidad de reacción específica, Balance de energía en el Reactor, Balance de energía en la chaqueta para la etapa de enfriamiento.

De esta forma, se obtienen las siguientes ecuaciones que describen la dinámica del proceso de formación de propilenglicol en el interior del Reactor CSTR. Este modelo está descrito mediante Ecuaciones Diferenciales Ordinarias con restricciones físicas, las cuales pueden ser sustituidas directamente en las ecuaciones de la dinámica. El modelo se muestra a continuación:

$$\frac{d(H(t))}{dt} = \frac{1}{A}F_0(t) - \frac{1}{A}F(t) \quad (2)$$

$$\frac{d(V(t))}{dt} = F_0(t) - F(t) \quad (3)$$

$$\frac{dC_A(t)}{dt} = \frac{F_0(t)}{V} [C_{A0} - C_A(t)] - k_0 e^{-\frac{E_a}{RT(t)}} C_A(t) \quad (4)$$

$$\frac{dC_B(t)}{dt} = -\frac{F_0(t)}{V} C_B(t) + k_0 e^{-\frac{E_a}{RT(t)}} C_A(t) \quad (5)$$

$$\frac{dT(t)}{dt} = \frac{F_0(t)}{V} [T_0 - T(t)] - \left(\frac{\Delta H_r}{\rho C_p} \right) k_0 e^{-\frac{E_a}{RT(t)}} C_A(t) + \frac{UA[T_j(t) - T(t)]}{\rho V C_p} \quad (6)$$

$$\frac{dT_j(t)}{dt} = \frac{F_j(t)}{V_j} [T_{j0}(t) - T_j(t)] - \frac{UA[T_j(t) - T(t)]}{\rho_j V_j C_{p_j}} \quad (7)$$

$$0 = Q - UA(T_j(t) - T(t)) \quad (8)$$

$$0 = K[T(t)] - k_0 e^{-\frac{E_a}{RT(t)}} \quad (9)$$

Fuente: [12]

Donde:

$H(t)$ Nivel de mezcla en el Tanque.

A Área de transferencia de calor.

$F_0(t)$ Flujo de entrada de la mezcla reactante A.

$F(t)$ Flujo de la mezcla de salida (Producto B).

$F_j(t)$ Flujo en la camisa de enfriamiento.

$V(t)$ Volumen retenido en el Tanque.

V_j Volumen de la camisa de enfriamiento.

$C_A(t)$ Concentración molar de la mezcla reactante A.

$C_B(t)$ Concentración molar del producto B.

C_{A0} Concentración molar inicial de la mezcla reactante A a la entrada del Tanque.

k_0 Factor pre-exponencial de Arrhenius de la velocidad de reacción.

E_a Energía de activación de la reacción.

R Constante universal de los gases.

$T(t)$ Temperatura en el Reactor.

$T_j(t)$ Temperatura en la camisa de enfriamiento.

T_0 Temperatura inicial del alimentado en el Reactor.

T_{j0} Temperatura inicial del líquido refrigerante en la camisa de enfriamiento.

ΔH_r Calor o Entalpía de la reacción.

ρ, C_p Densidad y capacidad calorífica específica de la mezcla reactante A.

ρ_j, C_{p_j} Densidad y capacidad calorífica específica de la camisa de enfriamiento.

U Coeficiente de transferencia de calor entre la chaqueta y el reactor).

Q Velocidad de transferencia de calor.

$K(T)$ Velocidad de reacción específica.

Este es un modelo descrito por ecuaciones diferenciales ordinarias no lineales con restricciones, las cuales se pueden sustituir directamente en las ecuaciones de la dinámica y el sistema queda representado solamente mediante ecuaciones diferenciales ordinarias. Realizando cambios de variables convenientes y algunas suposiciones al modelo dinámico del proceso en el reactor químico CSTR, reducimos el modelo de la siguiente manera:

1. Consideramos que el nivel $H(t)$ en el reactor es constante, se tiene que: $\frac{d(H(t))}{dt} = 0$ lo que implica que: $F_0(t) = F(t)$, o sea el flujo de alimentación es igual al flujo de salida del producto.

2. Se considera el volumen de la mezcla en el reactor $V(t)$ constante en el tiempo $V(t) = V$.

3. Al ser el nivel en el reactor $H(t)$ constante, $H(t) = H$ se obtiene que: $H * A = V$, volumen de la mezcla en el reactor.
4. Las pérdidas de calor del medio circundante son despreciables.
5. Las propiedades termodinámicas, densidades, y las capacidades caloríficas de los reactantes y los productos son ambos iguales y constantes.
6. Mezcla perfecta en el Reactor.
7. Temperaturas Uniformes en ambas Cámaras.
8. Volúmenes Constantes V, V_j .

El modelo no lineal del Reactor CSTR se reduce a las siguientes ecuaciones:

$$\dot{C}_A = \frac{F_0}{V} [C_{A0} - C_A] - K(T)C_A \quad (10)$$

$$\dot{C}_B = -\frac{F_0}{V} C_B + K(T)C_A \quad (11)$$

$$\dot{T} = \frac{F_0}{V} [T_0 - T] - \left(\frac{\Delta H_r}{\rho C_p} \right) K(T)C_A + \frac{Q}{\rho V C_p} \quad (12)$$

$$\dot{T}_j = \frac{F_j}{V_j} [T_{j0} - T_j] - \frac{Q}{\rho_j V_j C_{pj}} \quad (13)$$

• **Esquema de Control a utilizar:**

En el análisis del modelo del reactor tipo tanque con agitación continua (CSTR), las variables del proceso se van a clasificar de la siguiente manera:

• **Perturbaciones medibles:**

Concentración de entrada del reactante: C_{A0}

• **Variables de entrada fijas:**

Temperatura de entrada del reactante: T_0

Temperatura de entrada del agua fría a la chaqueta: T_{j0}

• **Variables manipuladas (de entrada, al proceso):**

Flujo de salida del producto: F

Flujo de agua fría a la chaqueta: F_j

• **Variables de salida:**

Concentración del producto: C_B (medible).

Temperatura del reactor: T (controlada).

Temperatura de la chaqueta de enfriamiento: T_j (medible).

El término no lineal $k(T) = k_0 e^{-\frac{E}{RT}} C_A$ representa la ecuación de la velocidad de la reacción y puede ser linealizado aplicando Series de Taylor obteniendo lo siguiente:

$$e^{-\frac{E}{RT}} C_A \approx e^{-\frac{E}{RT_0}} C_{A0} + \left(\frac{E}{RT_0^2} \right) e^{-\frac{E}{RT_0}} C_{A0} (T - T_0) + e^{-\frac{E}{RT_0}} (C_A - C_{A0}) \quad (14)$$

Linealizando los términos de las ecuaciones del modelo utilizando las series de Taylor alrededor del punto de operación del sistema obtenemos:

$$\dot{C}_A = - \left(K_2 + \frac{F}{V} \right) \Delta C_A - K_1 \Delta T + \left(\frac{C_{A0} - \bar{C}_A}{V} \right) \Delta F + \frac{\bar{F}}{V} \Delta C_{A0} \quad (15)$$

$$\begin{aligned} \dot{T} = & - \left(K_2 \frac{\Delta H}{\rho C_p} \right) \Delta C_A - \frac{VK_1 \Delta H_r + UA + \rho C_p \bar{F}}{V \rho C_p} \Delta T \\ & + \left(\frac{\rho C_p (\bar{T}_0 - \bar{T})}{V \rho C_p} \right) \Delta F + \frac{\rho C_p \bar{F}}{V \rho C_p} \Delta T_0 \\ & + \frac{UA}{V \rho C_p} \Delta T_j \end{aligned} \quad (16)$$

$$\begin{aligned} \dot{T}_c = & - \left(\frac{UA}{V_j \rho_j C_{pj}} \right) \Delta T + \left(\frac{UA + \rho_j C_{pj} \bar{F}_j}{V_j \rho_j C_{pj}} \right) \Delta T_j \\ & + \left(\frac{\rho_j C_{pj} (\bar{T}_{j0} - \bar{T}_j)}{V_j \rho_j C_{pj}} \right) \Delta F_j \\ & + \left(\frac{\rho_j C_{pj} \bar{F}_j}{V_j \rho_j C_{pj}} \right) \Delta T_{j0} \end{aligned} \quad (17)$$

Siendo los incrementos:

$$\Delta C_A = C_A - C_{A0}, \quad \Delta C_{A0} = C_{A0} - C_{A0i}$$

$$\Delta T = T - T_0, \quad \Delta F = F - F_0$$

$$\Delta T_{j0} = T_{j0} - T_{j0i}, \quad \Delta F_j = F_j - F_{j0}$$

$$\Delta T_j = T_j - T_{j0}$$

Se introducen los cambios de variables siguientes:

$$K_1 = \left(\frac{E k_0}{RT_0^2} \right) e^{-\frac{E}{RT_0}} C_{A0}, \quad K_2 = k_0 e^{-\frac{E}{RT_0}}$$

$$m = \frac{\Delta H K_2}{\rho C_p}, \quad n = \frac{UA}{V \rho C_p}, \quad p = \frac{\Delta H K_1}{\rho C_p}$$

$$r = \frac{\bar{F}}{V}, \quad s = \frac{UA}{V_j \rho_j C_{pj}}, \quad t = \frac{F_j}{V_j}$$

$$a_{11} = -\frac{F}{V} - K_2, \quad a_{12} = -K_1, \quad a_{21} = -m$$

$$a_{22} = -(n + p + r), \quad a_{23} = n, \quad a_{32} = -s$$

$$a_{33} = s + e_{33} \quad , \quad b_{11} = \frac{(C_{A0} - C_A)}{V}$$

$$b_{21} = \frac{(T_0 - T)}{V} \quad , \quad b_{32} = \frac{(T_{j0} - T_j)}{V_j}$$

$$e_{11} = e_{22} = r \quad , \quad e_{33} = \frac{\bar{F}_j}{V_j}$$

Definiendo:

Las variables de estado: C_A, T, T_j

Las variables de control: F, F_j

Las perturbaciones medibles: C_{A0}, T_0, T_{j0}

La variable de salida, variable a controlar: Temperatura en el reactor T .

En forma matricial, la representación del sistema en el espacio de estados es la siguiente:

$$\begin{bmatrix} \dot{C}_A \\ \dot{T} \\ \dot{T}_j \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} a_{11} & a_{12} & 0 \\ a_{21} & a_{22} & a_{23} \\ 0 & a_{32} & a_{33} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C_A \\ T \\ T_j \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} b_{11} & 0 \\ b_{21} & 0 \\ 0 & b_{32} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F \\ F_j \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} e_{11} & 0 & 0 \\ 0 & e_{22} & 0 \\ 0 & 0 & e_{33} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} C_{A0} \\ T_0 \\ T_{j0} \end{bmatrix} \quad (18)$$

$$T = [0 \quad 1 \quad 0] \begin{bmatrix} C_A \\ T \\ T_j \end{bmatrix} + [b_{21} \quad 0] \begin{bmatrix} F \\ F_j \end{bmatrix} \quad (19)$$

Si denotamos los vectores de estado, las matrices de transferencia de estados y la salida como:

$$u = \begin{bmatrix} F \\ F_j \end{bmatrix}, \quad E = \begin{bmatrix} e_{11} & 0 & 0 \\ 0 & e_{22} & 0 \\ 0 & 0 & e_{33} \end{bmatrix}$$

$$w = \begin{bmatrix} C_{A0} \\ T_0 \\ T_{j0} \end{bmatrix}, \quad y = T, \quad C = [0 \quad 1 \quad 0]$$

$$D = [b_{21} \quad 0]$$

El modelo matemático del reactor CSTR linealizado perturbado el espacio de estados queda como:

$$\dot{x} = Ax + Bu + Ew \quad (20)$$

$$y = Cx + Du \quad (21)$$

IV. DISEÑO Y SIMULACIÓN DE CONTROL PID PARA CONTROLAR LA TEMPERATURA EN EL REACTOR CSTR USANDO MATLAB/SIMULINK

Cálculo de los parámetros para el controlador PID y P que se van a implementar:

- Como es sabido de Teoría de Control, la función de transferencia que define un controlador PID viene dada por:

$$G_c(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} + T_d s \right) \quad (22)$$

Donde:

K_p – Ganancia proporcional.

T_i –Tiempo integral.

T_d –Tiempo derivativo.

La función de transferencia que define un controlador PI viene dada por:

$$G_c(s) = K_p \left(1 + \frac{1}{T_i s} \right) \quad (23)$$

Para el diseño de los controladores PI y PID para el control de Temperatura del reactor y Concentración del producto en el Bioreactor, es posible aplicar diversas técnicas con el fin de determinar los parámetros del controlador que cumpla con las especificaciones en estado transitorio y en estado estable del sistema en lazo cerrado.

En nuestro trabajo utilizaremos las reglas de sintonización de Ziegler-Nichols (Tabla 2) y las reglas de sintonización de Tyreus-Luyben (Tabla 3). Las reglas de sintonización nos permitirán establecer los valores de la ganancia proporcional (K_p), del tiempo integral (T_i) y del tiempo derivativo (T_d) con base en las características de la respuesta transitoria de la planta:

Tabla 2: Reglas de sintonización Ziegler-Nichols.

Tipo de controlador	K_p	T_i	T_d
PI	$0.45K_{cr}$	$P_{cr} / 1.2$	0
PID	$0.6K_{cr}$	$P_{cr} / 2$	$P_{cr} / 8$

Fuente: [1].

Tabla 3: Reglas de sintonización Tyreus-Luyben.

Tipo de controlador	K_p	T_i	T_d
PI	$K_{cr} / 3.2$	$2.2P_{cr}$	0
PID	$K_{cr} / 2.2$	$2.2P_{cr}$	$P_{cr} / 6.3$

Fuente: [1].

La planta con un controlador PID sintonizado mediante las reglas de Ziegler-Nichols, exhibirá un sobrepaso máximo aproximado de 10 % a 60 % en la respuesta a escalón. En promedio, el sobrepaso máximo aproximado es del 25 %. Los parámetros de sintonización de Tyreus-Luyben, resultan en respuestas menos oscilatorias y son menos sensitivos a las condiciones del proceso.

El método de cálculo de los parámetros será el siguiente:

1. Establecer $T_i = \infty, T_d = 0$ como se muestra en la Figura 7:

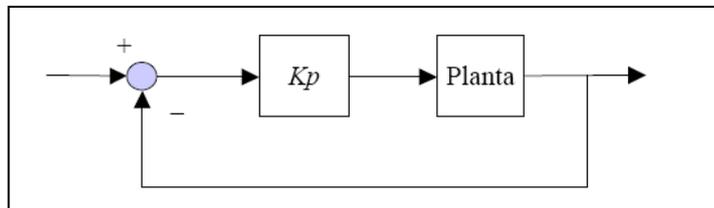


Figura 7: Planta de procesamiento químico de producción de propilenglicol.

Fuente: Los Autores, (2018).

2. Incrementar K_p de 0 a un valor crítico K_{cr} , en donde la salida exhiba primero oscilaciones mantenidas.

3. El cálculo del período de oscilación crítico P_{cr} , se muestra en la Figura 8:

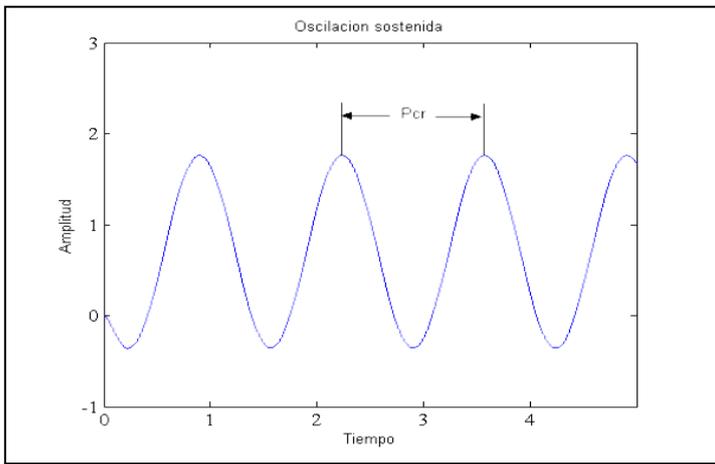


Figura 8: Oscilación sostenida con período P_{cr} .

Fuente: Los Autores, (2018).

4. Establecer los valores de K_p, T_i, T_d de acuerdo con las Tablas 2 y 3.

El diseño en Matlab/Simulink del modelo del proceso para el Reactor Químico CSTR se muestra en la Figura 9:

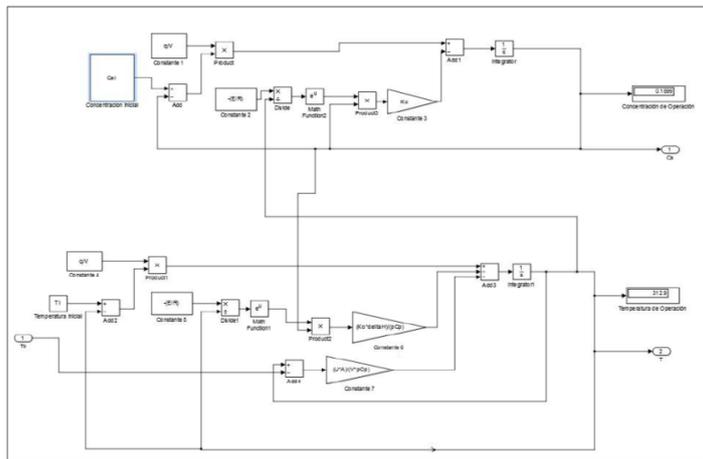


Figura 9: Modelo no lineal del Reactor Químico CSTR en Matlab/Simulink.

Fuente: Los Autores, (2018).

El diseño en Matlab/Simulink de un control Proporcional-Integral-Derivativo para el Reactor Químico CSTR se muestra en la Figura 10:

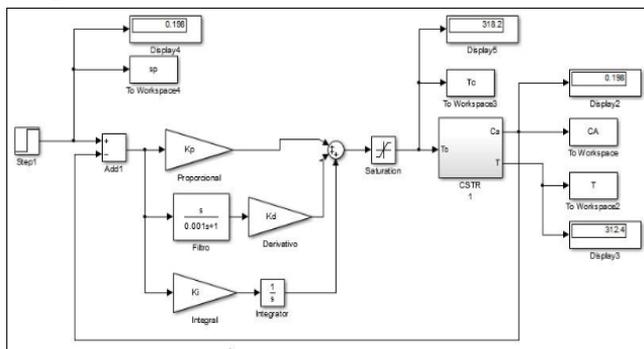


Figura 10: Diseño en Matlab/Simulink del controlador PID para Reactor Químico CSTR.

Fuente: Los Autores, (2018).

Para el controlador PID se implementó una saturación de 320 K como valor máximo y 280 K como valor mínimo para de esta forma determinar los valores límites que puede alcanzar la acción de control ya que a una temperatura superior de 323 o inferior a 278 K dentro del reactor los componentes de la reacción se degradan.

Para el diseño del controlador Proporcional-Integral-Derivativo, donde se derive la señal del error del PID, se mantiene como variable manipulada la Temperatura en la camisa del reactor T_j y como variable controlada la concentración del reactante A, C_A .

Los resultados de la simulación para el controlador PID se muestran en la Tabla 4 con cada ganancia del controlador proporcional-integral-derivativo, donde la concentración de referencia (set point) es de $0.198 \frac{\text{Kmol}}{\text{m}^3}$ para la reacción de producción de propilenglicol:

Tabla 4: Resultados de la simulación para el controlador PID del proceso reactor químico CSTR.

Ganancia Proporcional (K_p)	Ganancia Integral (K_i)	Ganancia Derivativa (K_d)	Concentración de A (kmol/m^3)	Temperatura del Reactor (K)	Temperatura de la camisa (K)
-10	-800	-10	0.198	312.4	318.2
-10	-300	-10	0.198	312.4	316.4

Fuente: Los Autores, (2018).

Como se observa, para el controlador con ganancia integral de -800, se genera un valor final de concentración de A igual a $0.198 \text{ Kmol}/\text{m}^3$ la misma que se obtiene con una Temperatura del Reactor igual a 312.4 K, mientras que la Temperatura de la Camisa que genera estos valores es de 318.2 K. Como se puede observar, el error de posición quedó completamente eliminado. Para el caso del segundo controlador, cuando reduzco el valor de la ganancia integral, también obtengo un valor de concentración igual a $0.198 \text{ Kmol}/\text{m}^3$, lo que de igual forma elimina el error de posición, con una Temperatura del Reactor igual a 312.4 K. La diferencia entre este y el controlador anterior está en el valor de la Temperatura en la camisa T_j el cual es ahora de 316.4 K.

A través del siguiente programa en Matlab se simuló y se obtuvieron los gráficos del comportamiento de la Temperatura en el Reactor para varios juegos de valores de las ganancias K_p, K_i, K_d :

```

%***** DISEÑO DE UN CONTROLADOR PID*****
%*****ProgramaControlPID_CSTR.m*****
%***** REACTOR QUIMICO DE TANQUE CONTINUAMENTE %*****AGITADO CSTR*****
%clear
clc
Kp=0;
Ki=0;
Kd=0;
sim('CPID');
fig=figure;
set(fig,'Position',[210 120 900 500]);
Kp=-10;Kd=-10;Ki=-800;
sim('CPID');
    
```

```

hold on
subplot(1,2,1)
plot(CA,'b');
hold on
plot(sp,'r')
xlabel('Tiempo(h)','color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración (Kmol/m^3)','color',1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki=-800,Kd=-10,Kp=-10','SetPoint')
axis([-0.4 550 0 2.5])
Kp=-10;Kd=-10;Ki=-300;
sim('CPID');
hold on
subplot(1,2,2)
plot(CA,'b');
hold on
plot(sp,'r')
xlabel('Tiempo(h)','color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración (Kmol/m^3)','color',1/255*[255 0 128])
legend('Respuesta Ki=-300,Kd=-10,Kp=-10','SetPoint')
axis([-0.4 550 0 2.5])
    
```

Los gráficos de la respuesta transitoria de la Temperatura en el Reactor CSTR se muestran en la Figura 11:

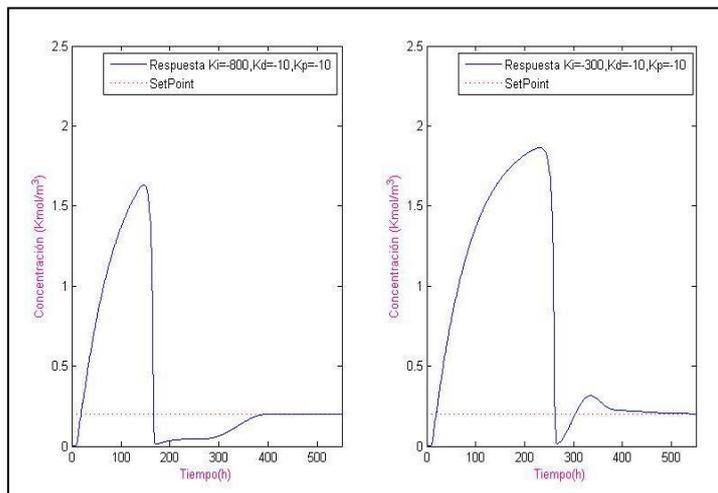


Figura 11: Respuesta transitoria del sistema para dos juegos de valores de las ganancias proporcional K_p , integral K_i y derivativa K_d del controlador PID.

Fuente: Los Autores, (2018).

V. DISEÑO Y SIMULACIÓN DE CONTROL PI PARA CONTROLAR LA CONCENTRACION DE MICROORGANISMO EN EL BIOREACTOR DE MEZCALDO PERFECTO USANDO MATLAB/SIMULINK

En el diseño de una planta de procesamiento químico completa, como se ilustra en la Figura 6, la concentración del reactante A del reactor químico CSTR (C_A) constituye la señal controlada de la primera etapa y al mismo tiempo es una variable del mundo exterior, que al ser una variable controlada, la establecemos como entrada a la segunda etapa, el Bioreactor, y por lo tanto es una señal constante, a partir de que la perturbación inicial por el escalón en la entrada al reactor químico, se corrige por el controlador PID y a estado estacionario se mantiene constante a un valor a régimen de $C_A = 0.198 \frac{Kmol}{m^3}$.

A continuación, realizamos la simulación del comportamiento de la concentración másica de un determinado microorganismo (m.o.) en un Bioreactor, empleando el Simulink del Matlab. Para cumplimentar lo anterior, primero aplicamos el balance de materia a la masa de microorganismo en el Bioreactor (sistema de ecuaciones diferenciales), luego le aplicamos la transformada de Laplace para obtener dicho modelo en función de transferencia (forma empleada en la simulación). Posteriormente se realiza la simulación obtener el comportamiento de las respuestas frente a cambios en los parámetros del sistema. Este diseño constituye una herramienta computacional que permita profundizar en el comportamiento de los procesos fermentativos que ocurren en los Bioreactores. La fermentación es el proceso mediante el cual se produce la degradación incompleta de compuestos orgánicos como los carbohidratos, con la consecuente liberación de energía inherente a la estructura de estas moléculas oxidables. Este proceso es casi universal, llevándose a cabo por la mayor parte de los microorganismos (m.o.), y es de gran importancia a nivel mundial ya que se utiliza para la obtención a escala industrial de disímiles productos.

V.1 MODELACIÓN MATEMÁTICA DE LA CONCENTRACIÓN DE MICROORGANISMO DENTRO DE UN BIOREACTOR Y ESQUEMA DE SIMULACIÓN

Se hacen los siguientes supuestos para la obtención del modelo en el Bioreactor:

1. Al ser el mezclado perfecto, implica que el fluido al entrar al tanque se mezcla instantáneamente con el fluido existente dentro del tanque.
2. Debido a la agitación intensa, todas las propiedades del fluido como la concentración del microorganismo, son homogéneas en todo el volumen.
3. La concentración del microorganismo a la salida del tanque es la misma que la existente dentro de este.
4. Como el flujo volumétrico del alimentado es igual al flujo volumétrico del fluido que sale del tanque, el volumen es constante.

El análisis de las variables de interés respecto al diseño de control para la Planta Completa es el siguiente:

La concentración de la mezcla de entrada X_0 del Bioreactor, la escogemos como la concentración del producto B (C_B) en el reactor químico CSTR, la cual es la variable de salida de la primera etapa y la referencia (set-point) del lazo de control PI de la segunda etapa, donde controlaremos la concentración a la salida del Bioreactor (X_1) la cual denominaremos en nuestro diseño como C_R .

El flujo a la entrada del Bioreactor (F), que al ser de mezclado perfecto, el flujo de salida del Bioreactor también es F , constituye la variable manipulada de la segunda etapa, el Bioreactor de mezclado perfecto, con lo cual conseguiremos una ley de control que actúa sobre el flujo de entrada del Bioreactor, controlando la concentración a la salida del Bioreactor (C_R), que al ser un control de seguimiento, se iguala con la concentración a la salida del reactor químico de tanque continuamente agitado (C_A).

Otra variante de diseño de control, para esta etapa del Bioreactor, la cual queda para estudios posteriores es diseñar un control de relación, donde midiendo la temperatura a la salida del Bioreactor, lo cual es más barato desde el punto de vista de la instrumentación necesaria, actúo sobre el flujo de entrada al Bioreactor, y de esta forma, a través de la ley de control, controlo la Temperatura a la salida del Bioreactor, y controlando la temperatura, estoy controlando la concentración a través de las gráficas estándar de comportamiento a estado estacionario de Temperatura versus Concentración (T_R vs C_R).

Este mismo análisis es válido también para la primera etapa del proceso: Reactor químico CSTR, donde midiendo la Temperatura en el Reactor T , en lugar de medir la concentración del reactante A , C_A se actúa sobre la Temperatura en la camisa de enfriamiento T_j para controlar la Temperatura en el Reactor T y de esta forma, controlar la concentración C_A .

De este análisis y con el diseño de planta completa de procesamiento químico, aunque se encarece un poco por la necesidad de medir y actuar sobre la concentración en el Reactor CSTR y en el Bioreactor de mezclado perfecto, lo cual requiere de contar con sensores de concentración que son más caros en el mercado, desde el punto de vista de diseño de una planta completa, el presente trabajo asegura que el diseño de control sea seguro, confiable y que incluso sirva para futuros diseños de control robusto para rechazo a perturbaciones no medibles en el proceso.

Del balance de masa se obtiene la ecuación diferencial que describe el proceso dinámico en el Bioreactor:

$$x_0F - x_1F + \left(\frac{dm}{dt}\right)_G - \left(\frac{dm}{dt}\right)_D \quad (24)$$

Donde:

F : Flujo volumétrico del alimentado y del fluido de salida [L/h].

x_0 : Concentración másica de (m.o.) del alimentado [g/L].

x_1 : Concentración másica de (m.o.) en el fluido de salida [g/L].

m : Masa de (m.o.) dentro del tanque [g].

Ahora la masa del (m.o.) dentro del tanque es:

$$m = X_1V \quad (25)$$

Donde:

V es el volumen efectivo dentro del tanque.

Sustituyendo m en la ecuación diferencial y sabiendo que el volumen es constante, se obtiene:

$$V \frac{dX_1}{dt} = x_0F - x_1F + V \left(\frac{dx_1}{dt}\right)_G - V \left(\frac{dx_1}{dt}\right)_D \quad (26)$$

Donde:

$\left(\frac{dx_1}{dt}\right)_G$ es la velocidad de cambio de concentración de m.o. debido al crecimiento [g/Lh].

$\left(\frac{dx_1}{dt}\right)_D$ es la velocidad de cambio de concentración de m.o. debido a muerte [g/Lh].

Se conoce por la Microbiología, que la velocidad de cambio de concentración está relacionada con la concentración de (m.o.) según:

$$\left(\frac{dx_1}{dt}\right)_G = \mu_G x_1 \quad (27)$$

$$\left(\frac{dx_1}{dt}\right)_D = \mu_D x_1 \quad (28)$$

donde:

μ_G : Velocidad específica de crecimiento [L/h].

μ_D : Velocidad específica de muerte [L/h].

Luego sustituyendo en la ecuación diferencial se tiene:

$$V \frac{dX_1}{dt} = x_0F - x_1F + V\mu_G x_1 - V\mu_D x_1 \quad (30)$$

Dividiendo ambos términos de la ecuación anterior por V :

$$\frac{dX_1}{dt} = x_0 \frac{F}{V} - x_1 \frac{F}{V} + \mu_G x_1 - \mu_D x_1 \quad (31)$$

Ahora definiendo $D = \frac{F}{V}$ como velocidad de dilución cuya unidad es [L/h], se obtiene al sustituir en la ecuación anterior y agrupando términos, la ecuación que modelará el comportamiento de la Concentración de (m.o.) en el transcurso del tiempo:

$$\frac{dX_1}{dt} = x_0D + (\mu_G - \mu_D - D)x_1 \quad (32)$$

Si consideramos que $\mu_G \gg \mu_D$, lo que ocurre con frecuencia en la práctica, entonces:

$$\frac{dX_1}{dt} = x_0D + (\mu_G - D)x_1$$

Esta ecuación que nos dará el comportamiento de la concentración de (m.o.) en el transcurso del tiempo y nos relaciona esta con los parámetros D , G , μ para un solo tanque.

De la ecuación anterior se observa que en régimen estacionario:

$$0 = x_0D + (\mu_G - D)x_1 \quad (33)$$

$$x_1 = \frac{D}{D - \mu_G} x_0 \quad (34)$$

De esta última ecuación puede inferirse que si $D \gg \mu_G$, la concentración de (m.o.) dentro del tanque x_1 se aproximará a la concentración de (m.o.) del alimentado x_0 . Si D es ligeramente mayor que μ_G , entonces la concentración de (m.o.) del tanque será mucho mayor que la inicial, esto puede ser conveniente pero la respuesta dinámica del sistema será más lenta.

Antes de simular este proceso en Matlab, aplicamos la transformada de Laplace a la última ecuación obtenida, partiendo de condiciones iniciales nulas y obtenemos:

$$X_1(s) = \frac{D}{s + (D - \mu_G)} X_0 \quad (35)$$

Como se puede apreciar el modelo resultante es un modelo de primer orden puro (sin retardo), que modela el proceso del Bioreactor continuo de mezclado perfecto. Por tanto, definiendo para un Bioreactor de fermentación continua, los siguientes valores de los parámetros:

$\mu_G = 0,5 h^{-1}$ y $D = 5 h^{-1}$ y la concentración inicial de entrada $x_0 = 0.198 kmol/m^3$ se obtuvo el diseño en Matlab/Simulink de la Planta Completa de producción de propilenglicol que se muestra en la Figura 12:

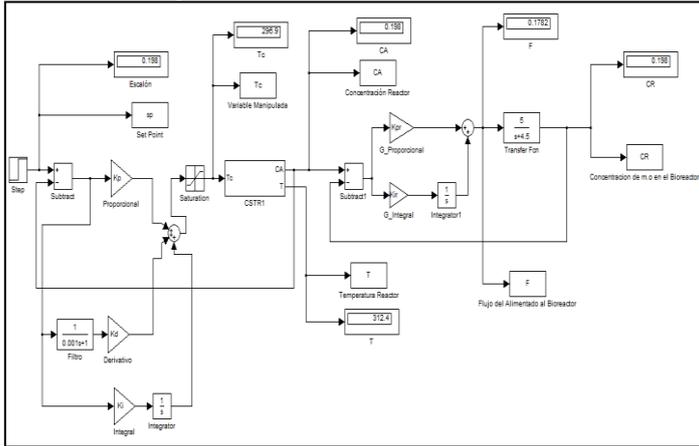


Figura 12: Diseño en Simulink del controlador PI para el Bioreactor, segunda etapa de la planta completa planta de procesamiento químico compuesta por un reactor exotérmico de simple camisa y de tanque continuamente agitado (CSTR) y un Bioreactor continuo de mezclado perfecto. Fuente: Los Autores, (2018).

A través del siguiente programa en Matlab se simuló y se obtuvieron los gráficos del comportamiento de la Temperatura en el Reactor para varios juegos de valores de las ganancias K_p, K_i, K_d

Los resultados gráficos se obtuvieron al simular la acción de control PI para controlar concentración de microorganismo en el Bioreactor Fed-Batch y control PID para controlar Temperatura en el Reactor Químico CSTR, a través del siguiente programa en Matlab ControlPID_PI_CSTR_BR.m:

```

%*** DISEÑO DE CONTROLADOR PARA PLANTA*****
%*****COMPLETA*****
%*****DOS ETAPAS DE PROCESO*****
%*****PRIMERA ETAPA: *****
%*****CONTROL PID REACTOR QUIMICO CSTR*****
%*****SEGUNDA ETAPA: *****
%*****CONTROL PI BIOREACTOR FED-BATCH*****
%*****Programa ControlPID_PI_CSTR_BR.m *****

clc
Kp=0;
Ki=0;
Kd=0;

```

```

Kpr=0;
Kir=0;
sim('CPID_PI_PC');
fig=figure;
set(fig,'Position',[210 120 900 500]);
Kp=-10;Kd=-10;Ki=-400;Kpr=10;Kir=30;
sim('CPID_PI_PC');
hold on
subplot(1,2,1)
plot(CR,'b');
hold on
plot(sp,'r')
xlabel('Tiempo(h)','color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración (Kmol/m^3)','color',1/255*[255 0 128])
legend('Ki=-400,Kd=-10,Kp=-10,Kpr=10,Kir=30','SetPoint')
axis([0 500 0 2.5])
Kp=-10;Kd=-10;Ki=-800;Kpr=10;Kir=20;
sim('CPID_PI_PC');
hold on
subplot(1,2,2)
plot(CR,'b');
hold on
plot(sp,'r')
xlabel('Tiempo(h)','color',1/255*[255 0 128])
ylabel('Concentración (Kmol/m^3)','color',1/255*[255 0 128])
legend('Ki=-800,Kd=-10,Kp=-10,Kpr=10,Kir=20','SetPoint')
axis([0 500 0 2.5])

```

Los gráficos de la respuesta transitoria de la Concentración de microorganismos en el Bioreactor Fed-Batch se muestran en la Figura 13:

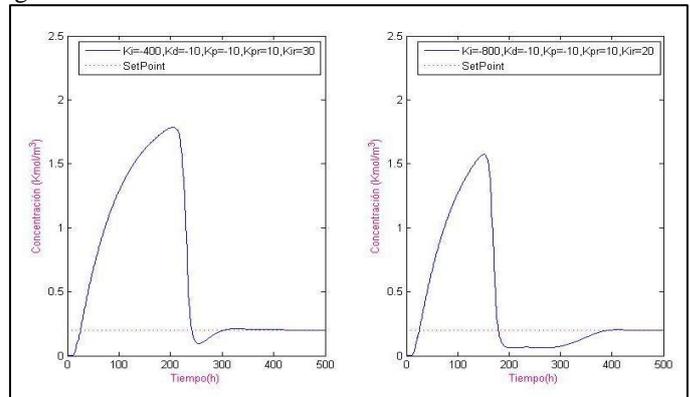


Figura 13: Respuesta transitoria del sistema para dos juegos de valores de las ganancias proporcional K_p , integral K_i y derivativa K_d del controlador PID del reactor CSTR y las ganancias proporcional K_{pr} e integral K_{ir} del controlador PI del Bioreactor continuo de mezclado perfecto. Fuente: Los Autores, (2018).

VI. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

Del análisis de los resultados, vemos en el caso del control PID de Temperatura en el Reactor CSTR para el juego de valores: $K_p = -10, K_i = -800, K_d = -10$ se obtiene una mejor respuesta transitoria, pues el tiempo de establecimiento de la señal es menor que para el juego de valores: $K_p = -10, K_i = -300, K_d = -10$. Además, el sistema responde con un máximo sobrepaso, como un sistema de segundo orden y rápidamente la señal llega al valor prescrito sin más oscilaciones alrededor de la posición de equilibrio. Este máximo sobrepaso que se genera en

la respuesta transitoria se elimina con la técnica de antiwindup, cuestión esta que se recomienda para futuros trabajos. El tiempo de establecimiento de la señal es en ambos casos, similar, alrededor de 380 minutos. Del análisis de los resultados en las simulaciones de la Planta completa de producción de propilenglicol, para el juego de valores:

$$K_p = -10, K_i = -400, K_d = -10, K_{pr} = 10, K_{ir} = 30$$

Se obtiene una mejor respuesta transitoria, pues el tiempo de establecimiento de la señal es menor que para el juego de valores:

$$K_p = -10, K_i = -800, K_d = -10, K_{pr} = 10, K_{ir} = 20$$

Además el sistema responde con un máximo sobrepaso, como una sistema de segundo orden pero a partir de un momento determinado, el sistema comienza a responder como uno de primer orden, con lo cual se elimina el segundo sobrepaso y la concentración de salida del Bioreactor (C_R) sigue rápidamente a la concentración de entrada C_A que es al mismo tiempo la variable controlada de la primera etapa del proceso. Igualmente, este máximo sobrepaso que se genera en la respuesta transitoria de la primera etapa de proceso, se elimina con la técnica de antiwindup.

VII. CONCLUSIONES

El diseño de control PID de un reactor químico CSTR linealizado para controlar la temperatura de reacción quedó resuelto. En este trabajo se realizó la modelación y la implementación de control PID usando como herramienta el Matlab/Simulink para controlar la Temperatura en una Reactor Químico de Mezclado Perfecto (CSTR). De los resultados gráficos obtenidos concluimos que el control PID es mejor que el control P pues la respuesta transitoria que se obtiene es suave, no así con el control P donde se originan picos producto de la imposibilidad del control de suprimir estos picos mediante el control derivativo. Además, el tiempo de establecimiento de la señal, o sea el tiempo en que la temperatura alcanza el valor de consigna para el controlador PID es mejor que para el controlador PI. Para futuras contribuciones recomendamos el diseño de leyes de control estabilizantes para el modelo no lineal del reactor CSTR utilizando técnicas de control no lineal, tales como linealización exacta entrada-salida y control por dinámica inversa. Se controla Temperatura indirectamente en la primera etapa del proceso a través del control de la concentración del producto.

Concluimos que el control PID (Primera etapa de proceso) y PI (Segunda etapa de proceso) propicia que la respuesta transitoria de la planta completa sea mejor que la obtenida para el control PID de la primera etapa, etapa del reactor químico CSTR, debido a la presencia de control PI en la segunda etapa del proceso. El tiempo de establecimiento de la señal a estado estacionario para dos etapas de proceso es menor que para el reactor químico CSTR en una sola etapa, e igualmente el máximo sobrepaso es menor para dos etapas de proceso que para una etapa. Esto se debe, entre otras cosas, a la presencia de la acción de control Proporcional-Integral (PI) en la segunda etapa (El Bioreactor continuo alimentación en lotes (Fed- Batch) y al hecho que al controlar la Temperatura en el Reactor CSTR en la primera etapa del proceso, el control de concentración de la segunda etapa se realiza a Temperatura constante, con lo cual la respuesta transitoria del proceso para la segunda etapa es mejor, debido al hecho de que la Temperatura y la concentración guardan relación, o sea en la segunda etapa se pudiera pensar para futuras

contribuciones hacer un control de relación. Se cumplimentaron los objetivos de control planteados al comienzo de este Trabajo.

VIII. REFERENCIAS BIBLIOGRÁFICAS

- [1] Stephanopoulos, George, **Chemical process control: an introduction to theory and practice**, Prentice-Hall International editions, 1984.
- [2] Dochain, D., Babary, J.P., & Tali-Maamar, N., **Modeling and adaptive control of nonlinear distributed parameter bioreactors via orthogonal collocation**, Automatica, (1992), No. 55, pp. 873-883, 1992.
- [3] Ng, Ch. On, & Mei, Ch.C., **Aggregate diffusion model applied to soil vapor extraction in unidirectional and radial rows**, Water Resources Research, 32, pp. 1289-1297, 1998.
- [4] Aris, R., **Elementary Chemical Reactors Analysis**, Boston, USA, Buttherworths, 1989.
- [5] Rubi, V., Agarwal, Anuj D., Nitin Kumar, **Temperature control of CSTR using PID Controller**, International Journal of Engineering and Computer Science, Volume 4 Issue 5, Page No. 11902-11905, Moradabad Institute of Technology, Moradabad, ISSN: 2319-7242, May 2015.
- [6] Rojas Moreno, Arturo., **Control Avanzado, Diseño y Aplicaciones en Tiempo Real**, Universidad Nacional de Ingeniería. Publicación Independiente, 2001.
- [7] Smith Carlos A. and Corripio Armando B., **Principles and practice of Automatic Process Control**, Segunda Edición. Ediciones John Wiley & Sons, Inc., 1997.
- [8] Floger, S., **Elements of Chemical Reactions Engineering**, (3ra. Ed.). Michigan, USA; Prentice Hall Inc., 2004.
- [9] Nieva García Villaraco, Guillermo, Chem, **Reactor Simulator. Herramienta de Simulación de Reactor CSTR como apoyo a la Docencia**, Trabajo Final de Grado para la Obtención del Título de Graduado en Ingeniería Química. Escuela Técnica Superior de Ingenieros Industriales. Universidad Politécnica de Madrid, España. Junio 2016.
- [10] Denbigh, K and Turner, J., **Chemical Reactor Theory** (3ra. Ed.), Londres, Gran Bretaña; J.W. Arrowsmith Ltd., 1994.
- [11] Floger, S., **Elementos de Ingeniería de las Reacciones Químicas**, (3ra. Ed.), México DF; Prentice Hall Inc., 2001.
- [12] Coulson, J. and Richardson, J., **Chemical Engineering Design**, (4ta. Ed.). Oxford, Gran Bretaña; Elsevier, 2004.
- [13] Kumar A, Daoutidis P., **Control of nonlinear differential algebraic equation systems with application to chemical processes**. (1st edition), Chapman &Hall/CRC Research Notes in Mathematics. London Press LLCSE1 6LY, CRC Press UK, 1999.
- [14] Kumar A, Daoutidis P., **Control of Nonlinear Differential-Algebraic Process Systems**, **Proceeding of the American Control Conference**, IEEE, WA13, Baltimore, Maryland, June, 2012.