

Controlador Convencional vs Control Avanzado de un Biorreactor

Gregorio Alvarado Castillo (1), Héctor Hernández Escoto (2)

1 [Ingeniería Química, Instituto Tecnológico de Matamoros] | [galvaradoc93@gmail.com]

2 [Departamento Ingeniería Química, División de Ciencias Naturales y Exactas, Campus Guanajuato, Universidad de Guanajuato] | [hhee@me.com]

Resumen

Se comparan técnicas avanzadas de control contra técnicas convencionales con diferentes técnicas de sintonización. Para el control avanzado utilizaremos un control predictivo basado en modelo no lineal con redes neuronales artificiales de Nagy(2007) [1] y en el caso de control convencional se usó el caso simple de retroalimentación con técnicas de sintonización diferentes, como la propuesta de sintonización por asignación de polos de Zavala-Guzmán(2012) [2], Ziegler and Nichols, Astrom, Stogestad para un caso de control de temperatura de un biorreactor de fermentación alcohólica mediante la variable a controlar de flujo de refrigerante.

Abstract

Advanced control techniques are compared against conventional techniques with different tuning techniques , for advanced control use a nonlinear model predictive control with artificial neural networks by Nagy (2007) and in the conventional control use the simple case of feedback with different tuning techniques , such as Ziegler and Nichols , Astrom, Stogestad and tuning the proposed allocation poles Zavala-Guzmán (2012) for a case temperature control of alcoholic fermentation bioreactor by variable control coolant flow .

Palabras Clave

Controlador PI; Sintonización por asignación de polos; Biorreactor de tanque agitado; Biorreactor; Bioetanol.

INTRODUCCIÓN

Actualmente el desarrollo de bioprocesos tiene un gran auge, y la operación automática de este tipo de sistemas es conveniente para garantizar velocidades de producción aceptables y reguladas para mayor calidad y rentabilidad.

De forma específica para un biorreactor de producción de etanol no se ha explorado tanto las implicaciones de control de temperatura. La mayoría de los trabajos de control en biorreactores consideran procesos isotérmicos. En este caso, aprovechando la descripción dada en Nagy (2007) [1] del aspecto térmico de un biorreactor, y en este mismo trabajo implementa una técnica avanzada de control basada en redes neuronales artificiales (RNA), entonces queda la cuestión de cuál es el desempeño de controladores convencionales e inclusive uno convencional pero con una configuración avanzada.

MATERIALES Y MÉTODOS

Biorreactor

Se considera un biorreactor de tanque agitado para la fermentación alcohólica del etanol que se presenta en la Imagen 1. La importancia de este bioproducto ha crecido más en aplicaciones de uso de bioenergía que para la producción de alimentos y a pesar que es muy antigua la producción por este medio es poco estudiada en términos de temperatura.

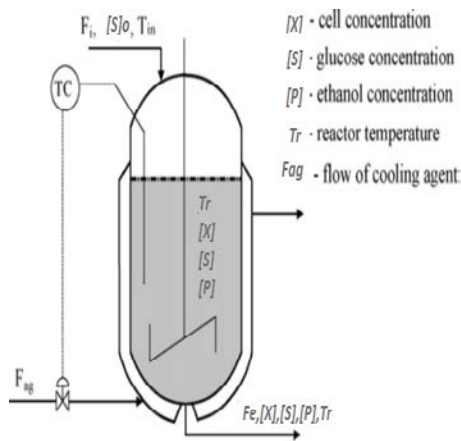


IMAGEN 1: Biorreactor de Tanque Agitado de una Fermentación Alcohólica.

El reactor contiene tres distintos componentes principales:

- (I) La biomasa, que es una suspensión de levadura alimentado en el sistema y evacuada de forma continua.
- (II) El sustrato, que es la solución de glucosa, que alimenta los microorganismos (*Saccharomyces cerevisiae*).
- (III) El producto (etanol).

El modelo matemático se toma de Nagy (2007) [1]:

Las Condiciones iniciales:

$$m_{\text{NaCl}} = 500 \text{ g}$$

$$m_{\text{CaCO}_3} = 100 \text{ g}$$

$$m_{\text{MgCl}_2} = 100 \text{ g}$$

$$\text{pH} = 6$$

$$F_i = F_e = 51 \text{ l/h}$$

$$T_{\text{in}} = F_e = 25 \text{ }^\circ\text{C}$$

$$[S]_{\text{in}} = 60 \text{ g/l}$$

$$T_{\text{in,ag}} = 15 \text{ }^\circ\text{C}$$

Para los balances de materia:

$$\dot{V} = F_i - F_e$$

Los balances de biomasa, producto, sustrato y oxígeno disuelto:

$$[\dot{X}] = \mu_x [X] \frac{[S]}{K_s + [S]} e^{-K_p [P]} - \frac{F_e}{V} [X]$$

$$[\dot{P}] = \mu_p [X] \frac{[S]}{K_{s1} + [S]} e^{-K_{p1} [P]} - \frac{F_e}{V} [P]$$

$$[\dot{S}] = -\frac{1}{R_{SX}} \mu_x [X] \frac{[S]}{K_s + [S]} e^{-K_p [P]} - \frac{1}{R_{SP}} \mu_p [X] \frac{[S]}{K_{s1} + [S]} e^{-K_{p1} [P]} + \frac{F_i}{V} [S]_{\text{in}} - \frac{F_e}{V} [S]$$

$$[\dot{O}_2] = (k_{1a})([O_2]^* - [O_2]) - r_{O_2}$$

Y los balances de energía correspondientes a al reactor y a la chaqueta son:

$$\dot{T}_r = \frac{F_i}{V}(T_{in} + 273) - \frac{F_e}{V}(T_r + 273) + \frac{r_{O_2} \Delta H_r}{32 \rho_r C_{heat,r}} + \frac{K_T A_T (T_r - T_{ag})}{V \rho_r C_{heat,r}}$$

$$\dot{T}_{ag} = \frac{F_{ag}}{V_j}(T_{in,ag} + T_{ag}) + \frac{K_T A_T (T_r - T_{ag})}{V_j \rho_{ag} C_{heat,ag}}$$

Dónde:

[X],[P],[S], son la concentración de Biomasa, Producto y Sustrato.

T_r, T_{ag} , son la temperatura del reactor y del refrigerante respectivamente. F_{ag} , el flujo del refrigerante.

Más detalles se dan en Nagy (2007) [1].

El Sistema de Control

El sistema de control que se considera se ilustra en la Figura 2.

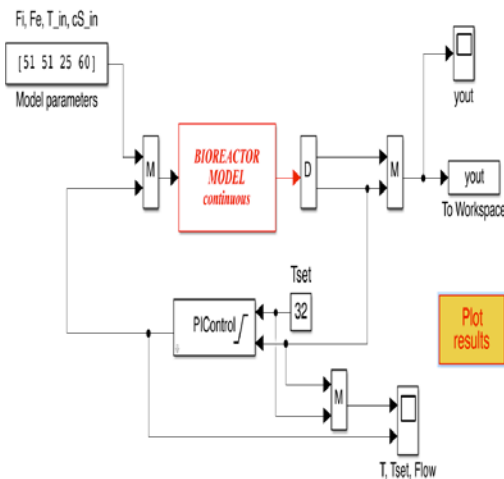


IMAGEN 2: Sistema de Control en Matlab Simulink.

Un primer controlador que se consideró es el PI-Lineal:

$$F_{ag} = \overline{F_{ag}} + K_c(T_r - \overline{T_r}) + K_I \int_0^T (T_r - \overline{T_r}) dT_r$$

$$K_I = \frac{K_c}{\tau_I}$$

Donde K_p, K_i , son las ganancias proporcional e integral, τ_I y K_p son nuestros parámetros de ajuste.

La segunda, nuestra estructura avanzada “en cascada” es:

$$F_{ag} = \overline{F_{ag}} + K_c^1(T_{ag} - \overline{T_{ag}}) + K_I^1 \int_0^T (T_{ag} - \overline{T_{ag}}) dT_{ag}$$

$$T_{ag} = \overline{T_{ag}} + K_c^2(T_r - \overline{T_r}) + K_I^2 \int_0^T (T_r - \overline{T_r}) dT_r$$

La tercera estrategia es un Control Predictivo basado en Modelo de Redes Neuronales Artificiales de Nagy (2007) [1]

El Problema del Control

Una vez propuestos los controladores, se puede ver que el problema que resta es el de determinar los valores apropiados de las ganancias, es decir, sintonizar. Los procesos pueden ser expresados por el siguiente modelo lineal de primer orden:

$$G(s) = \frac{Kp}{\tau_p s + 1} e^{-\theta}$$

Dónde: K_p, τ_p y θ : son los parámetros a sintonizar.

Para determinar cada uno de los valores es necesario simular el sistema en condiciones de operación y agregar una perturbación en el flujo a controlar y así proporciona una curva de reacción; con ayuda de estas ecuaciones se encontraron los parámetros:

K_p = Ganancia ultima

$$\tau_p = (t_{63.2} - t_{28.3})$$

$$\theta = (t_{63.2} - \tau_p)$$

Para el PI-Lineal se utilizaron diferentes técnicas: Ziegler-Nichols(1942), Astrom, Stogstad y una

propuesta de de asignación de polos por Zavala et al(2012) [2].

Para el control “en cascada”, únicamente se utilizó el de asignación de polos, porque como se verá más adelante es el que mostró mejor desempeño y es el más fácil de implementar.

Y para encontrar los parámetros de ajuste es necesario recurrir a técnicas a partir de simular el sistema en lazo abierto y generar una curva de reacción de la variable a controlar con un cambio definido.

Técnicas de sintonización:

Tabla 1: Técnicas de Sintonización

Controladores	Kc	Ki
1. Ziegler-Nichols	$0.9/(tm \cdot Kp/taoP)$	$3.3 \cdot tm$
2. Astrom	$(1/Kp) \cdot (0.14 + 0.28 \cdot (taoP/tm))$	$tm \cdot (0.33 + (6.8 \cdot taoP)/(10 \cdot tm + taoP))$
3. Stogestad	$(taoP)/(Kp \cdot (Tc + tm))$	$c \cdot (Tc + tm)$
Zavala-Guzman	$(1/Kp) \cdot (2^n - 1)$	$taoP \cdot (df^2) \cdot (2 \cdot sC 1)/(n^2)$

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

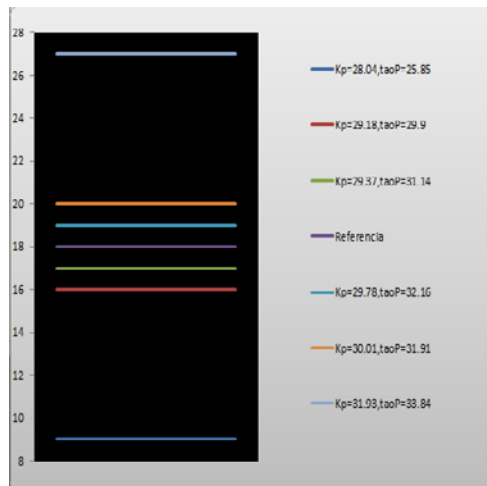


IMAGEN 3: Parámetros de Sintonización

Aquí se pueden notar los cambios de las ganancias y de velocidad de respuesta de la curva de reacción para diferentes cambios de flujo.

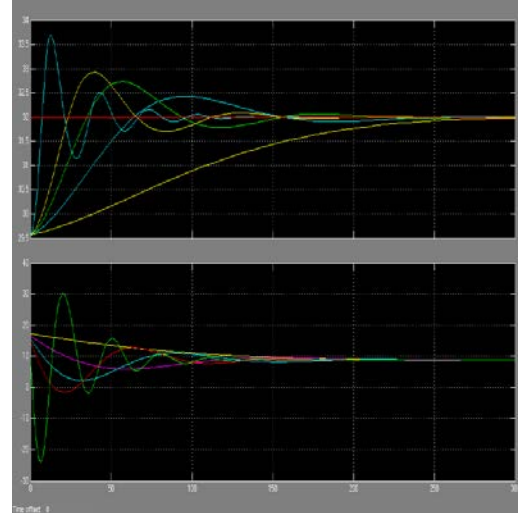


IMAGEN 4: Ajuste de Técnica Propuesta.

Temperatura contra el flujo de la técnica propuesta; con los valores para el ajuste de n igual a 5, 10, 15, 20 y 50, los valores pequeños corresponden al flujo menos oscilatorio. Es importante que el flujo no llegue a ser negativo además de notar los cambios rápidos de tiempo que quizá una válvula no pueda llegar a controlar.

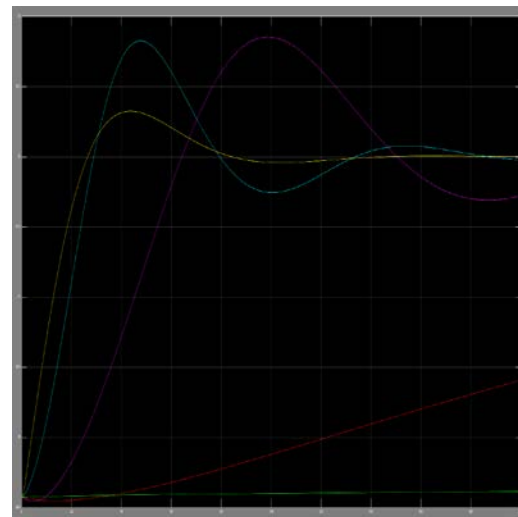


IMAGEN 5: Desempeño de Controladores

Se muestran los cinco controladores donde los que tienen un desempeño adecuado del control de la temperatura son el de Nagy, Z-N y el propuesto, amarillo, morado y azul respectivamente.

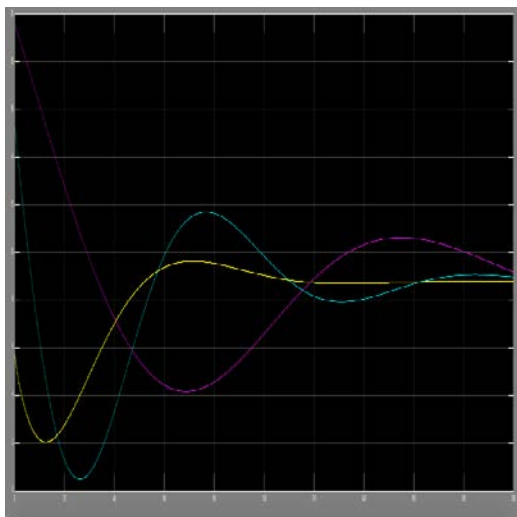


IMAGEN 6: Flujo(Fag) respectivo a los tres controladores

Ponemos en comparativa los pasados controladores con sus respectivos flujos notando, que en el tiempo inicial el controlador de Nagy tiene un cambio brusco de 18 a 3 l/Hr.

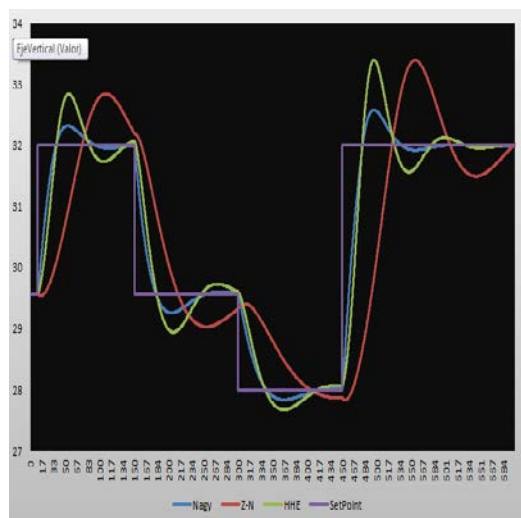


IMAGEN 7: Simulación de RNA,Z-N y Tecnica Propuesta.

El desempeño de los tres controladores para intervalos de 150 hrs, marcando cambios de 32-29.57-28-32 del Set Point.

CONCLUSIONES

A pesar que la técnica propuesta de asignación de polos no tiene el mismo desempeño que la técnica de redes neuronales artificiales, hay que considerar que no difieren mucho, además, hay puntos donde la velocidad del flujo es muy rápida. A pesar de lo anterior es muy claro que la técnica propuesta es ajustable y muestra un mejor desempeño que las técnicas convencionales de sintonización.

AGRADECIMIENTOS

Quiero agradecer a la doctorante Elena Bricio que fungió como una excelente asesora del presente proyecto, también a mi tutor el Dr. Héctor Hernández por brindarme la confianza de poder trabajar con él. A mi Instituto Tecnológico de Matamoros y al COTACYT por su gran apoyo para poder realizar esta estancia. Y a mi familia y amigos por estar siempre apoyándome.

REFERENCIAS

- [1] Zoltan N.(2007). Model based control of a yeast fermentation bioreactor using optimally designed artificial neural networks. Chemical Engineering Journal 127 (2007) 95-109.
- [2] Zavala A.M., Hernandez H.,Hernandez S., Segovia J.G.(2012). Conventional Proportional-Integral (PI) Control of Dividing Wall Distillation Columns: Systematic Tuning. Ind. Eng. Chem. Res. 2012, 51, 10869-10880