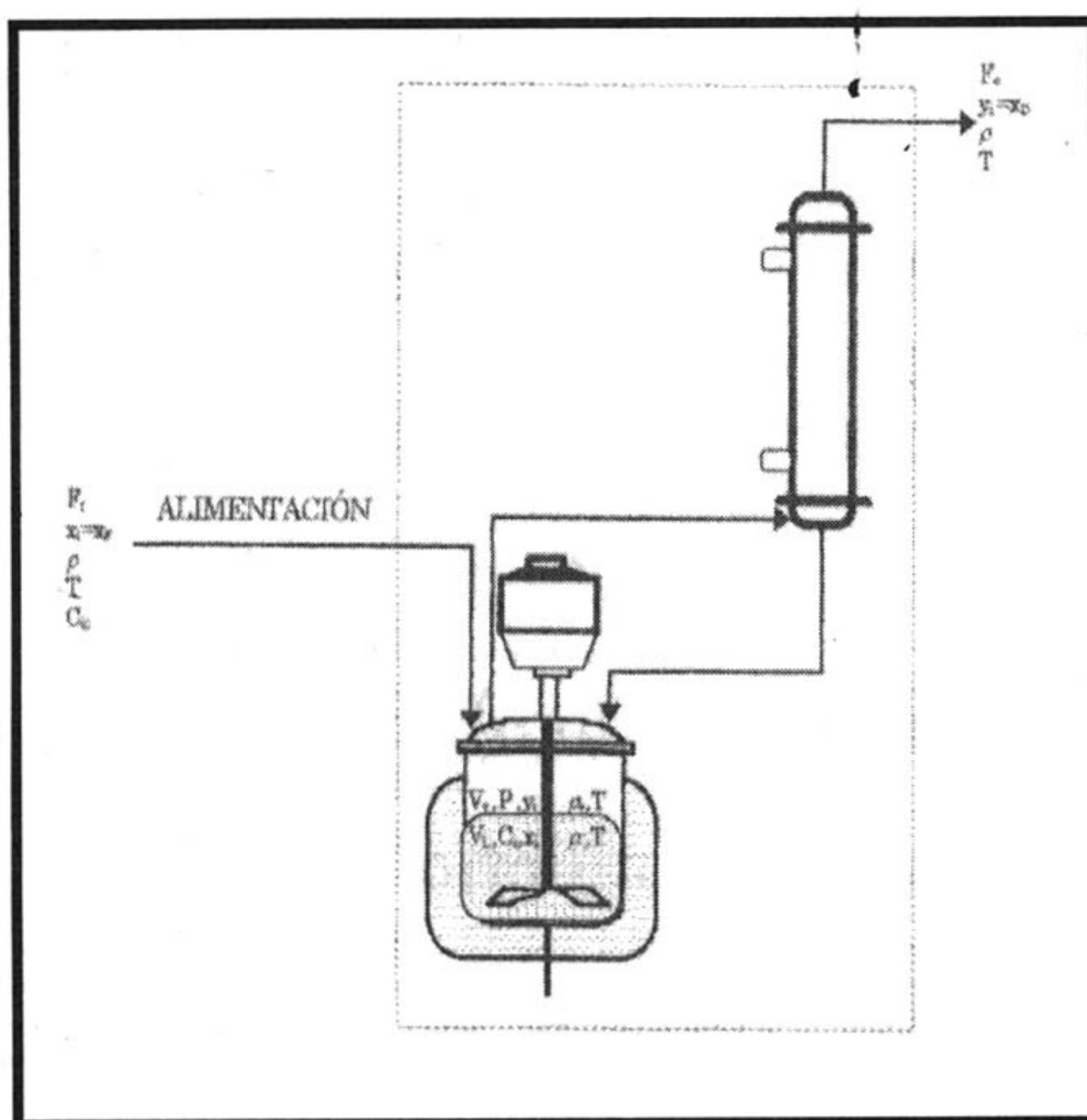


Diseño y simulación de controladores basados en redes neuronales para el proceso de obtención de acetato de etilo



RESUMEN

En el presente trabajo se muestran los resultados obtenidos al aplicar dos esquemas de control basados en redes neuronales artificiales al proceso de obtención de acetato de etilo. Se ha hecho una comparación del desempeño de estos esquemas con el de un controlador clásico PI. Se analiza además la respuesta del sistema ante perturbaciones tanto en la temperatura del reactor como en la señal de control. Las técnicas aplicadas fueron Control por Modelo Interno y Control Prealimentado.

PALABRAS CLAVES

Redes Neuronales, Acetato de Etilo, Control Prealimentado, Control por Modelo Interno.

ABSTRACT

In this paper, the results obtained after applying two neurocontrollers to the esterification process. these are shown techniques are compared against classical PI. the answer of The system when a perturbation presents in the process, like in the output hellas in as the input Is analysed the techniques applied were Internal model control and feedforward control.

□ **Fabiola Angulo García. MSc**
en Automatización Industrial. Profesora Asociada. Universidad Nacional de Colombia, Sede Manizales. Colombia.

□ **Adamo Alzate.** Ingeniero Químico. Universidad Nacional de Colombia. Sede Manizales. Colombia.

□ **Hernán Darío Alvarez. Ph.D**
Profesor Asistente .
Universidad Nacional
Sede Medellín .Colombia

□ **Luis Carlos Correa,**
Ingeniero Electrónico.
Universidad Nacional de Colombia,
Sede Manizales. Colombia.

*Grupo de trabajo en Percepción y Control
Inteligente PCI. Fax (57)(6)8743033. e-mail:
pci@nevado.manizales.unal.edu.co
CARRERA 27 NO. 64-60. A.A. 127*

MANIZALES - CALDAS

KEYWORDS

Neural Networks, Ethyl Acetate, Feedforward Control, Internal Model Control.

1. INTRODUCCION

Los principales problemas al controlar procesos químicos radican en la dificultad de realizar un modelo real del sistema y determinar algoritmos de control efectivos. Esto se debe a que los modelos fenomenológicos son muy complejos y altamente no lineales. Con técnicas basadas en Inteligencia Artificial se puede obtener información de la dinámica del sistema sin necesidad de recurrir al cálculo matemático, así como diseñar controladores.

Estos controladores tienen la ventaja de que pueden ser calculados para operar en una amplia región del espacio de estado. Por el contrario técnicas de control clásico se aplican a sistemas lineales o linealizados lo que implica en el último caso, una pequeña región de operación.

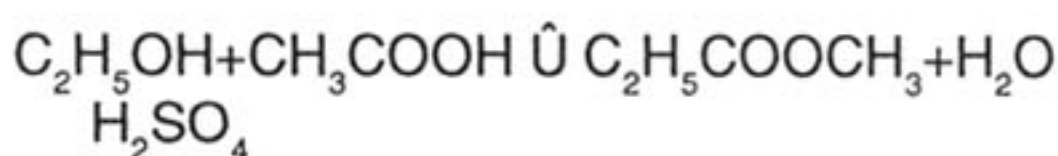
En el presente artículo se ha tomado el modelo matemático del proceso de obtención de acetato de etilo obtenido en diversos estudios [1,2,3] que se han hecho en la Universidad Nacional de Colombia, Sede Manizales, sobre la base de este modelo se han calculado y simulado tres controladores. En cada caso se ha tenido en cuenta la saturación del actuador como factor limitante en el desempeño del sistema en lazo cerrado.

En la sección 2 se hace una breve descripción del modelo matemático del sistema a controlar. En las secciones 3 y 4 se muestra el cálculo y el desempeño de los controladores en operación normal y cuando existen perturbaciones en el sistema y en la sección 5 se presentan las conclusiones.

2. MODELO MATEMÁTICO DEL PROCESO

El modelo matemático del proceso de obtención de acetato de etilo en el reactor multipropósito de los Laboratorios de Procesos Productivos de la Universidad Nacional de Colombia, Sede Manizales, ha sido ampliamente estudiado.

Este proceso se lleva a cabo en un reactor de agitación constante lo que garantiza que la mezcla es homogénea en todos los puntos, es de carácter endotérmico, obedece a la reacción:



y se lleva a cabo en dos etapas[2]: la primera, donde el volumen en el reactor permanece constante hasta

que se alcanza la temperatura de burbuja de la mezcla de reactivos. La segunda, donde se comienza a retirar producto de forma constante. Para describir el comportamiento en esta última etapa se ha supuesto que sólo se retira acetato de etilo.

Las ecuaciones que describen cada una de las etapas del proceso han sido expresadas en algunos casos con símbolos y letras que corresponden a coeficientes constantes, los cuales pueden ser consultados en el apéndice 1 y en las referencias [1,2,3].

2.1. Primera Etapa

El comportamiento del sistema se ajusta al de un proceso por lotes (batch) mientras se alcanza la temperatura de burbuja de la mezcla. La velocidad de reacción [2] se puede escribir como:

$$-r_H(t) = ae^{-b/T(t)} [\alpha_1 x_H^2 - \alpha_2 x_H + \alpha_3] \quad (1)$$

donde r_H es la velocidad de reacción del ácido acético y es negativa por ser una materia prima, x_H es la concentración del ácido acético, $T(t)$ es la temperatura en el reactor, y a , b , α_1 , α_2 , y α_3 son constantes que dependen del proceso (ver apéndice 1).

Durante esta etapa no se ha alcanzado el valor de temperatura necesario para iniciar la reacción química. La reacción se inicia cuando la temperatura en el reactor es igual a la temperatura de burbuja.

La ecuación que describe el balance de materia en el proceso de esterificación en función de la conversión de materia es:

$$\frac{dx_H}{dt} = \frac{-r_H}{C_{H_0}} \quad (2)$$

donde C_{H_0} es la concentración inicial de ácido acético. Al reemplazar (2) en (1) se tiene:

$$\frac{dx_H(t)}{dt} = de^{-b/T(t)} [\alpha_1 x_H^2 - \alpha_2 x_H + \alpha_3] \quad (3)$$

Los balances de energía del proceso y de la chaqueta, están dados respectivamente por [1,2,3]:

$$\frac{dT(t)}{dt} = -\alpha_4 \frac{dx_H(t)}{dt} - \alpha_5 [T(t) - T_c(t)]$$

$$\frac{dT_c(t)}{dt} = \alpha_6 r_v(t) - \alpha_7 [T_c(t) - T(t)] - \alpha_8 [T_c(t) - T_0] \quad (5)$$

donde $T_c(t)$ es la temperatura en la chaqueta, T_0 es la temperatura ambiente, $r_v(t)$ es la rata de vapor y corresponde a la señal de control y d , a_4 , a_5 , a_6 , a_7 y a_8 son constantes del proceso (apéndice 1).

En la ecuación (5) se ha supuesto que el metal de la chaqueta está a la misma temperatura que el vapor que se condensa.

El proceso en la primera etapa está descrito por las ecuaciones (3), (4) y (5).

2.2. Segunda Etapa

En esta parte de la reacción se inicia el proceso de separación, por este motivo el comportamiento del sistema se ajusta a un proceso semicontinuo [2].

Para expresar la ecuación de balance de materia en función de la conversión se realiza una transformación partiendo del balance de materia para el ácido acético en cualquier instante:

$$\frac{dx_H(t)}{dt} = \frac{-\beta_1 e^{\frac{-b}{T(t)}} (\beta_2 + \beta_3 V(t))^2}{V(t) (\beta_4 x_H(t)^2 - \beta_5 x_H(t) + \beta_6)} \quad (7)$$

Donde β_1 , β_2 , β_3 , β_4 , β_5 y β_6 son constantes y $V(t)$ es el volumen de la mezcla reaccionante.

La ecuación que describe el balance de energía en el proceso [2] es:

$$\frac{dT(t)}{dt} = \frac{\beta_{15} - \beta_{12} V(t)}{\beta_{10} + \beta_{11} V(t)} T(t) + \frac{\beta_{13} + \beta_{12} V(t)}{\beta_{10} + \beta_{11} V(t)} T_c(t) - \frac{\beta_{14}}{\beta_{10} + \beta_{11} V(t)} \frac{dx_H}{dt} + \frac{\beta_7}{\beta_{10} + \beta_{11} V(t)} \quad (8)$$

Donde β_7 , β_{10} , β_{11} , β_{12} , β_{13} , β_{14} y β_{15} son constantes (Apéndice 1).

La ecuación del balance de energía en la chaqueta es básicamente la misma de la primera etapa. La diferencia radica en que ahora cambia la superficie de contacto. Su expresión matemática es:

$$\frac{dT_c}{dt} = (\beta_{17} + \beta_{16} V(t)) [T_c(t) - T(t)] + \alpha_6 r_v(t) - \alpha_8 [T_c(t) - T_0] \quad (9)$$

Donde β_{16} , β_{17} son constantes. Debe tenerse en cuenta que en esta etapa del proceso se está retirando producto, por lo que el volumen de la mezcla reaccionante se vuelve variable y su ecuación está dada por:

$$\frac{d(V(t))}{dt} = -Q_e \quad (10)$$

donde Q_e es el caudal volumétrico de salida y se considera constante.

El proceso en la segunda etapa está descrito por las ecuaciones (7), (8), (9) y (10).

3. CONTROL DE TEMPERATURA

Para el desarrollo de los diferentes controladores debe tenerse en cuenta que debido a las características físicas del reactor multipropósito de los Laboratorios Productivos de la Sede, equipo base para el modelado y simulación de este proceso, el máximo valor de la magnitud de la señal de control es 0.015 lb/s.

Como referencia para los distintos controladores se tiene una rampa de 6°C/min. desde la temperatura ambiente hasta 100°C (20°C - 100°C). Este control de temperatura se hace durante todo el proceso, es decir en las etapas 1 y 2. Una vez se ha insertado el PI la etapa 2 inicia a los 8 minutos aproximadamente

3.1. Control PI

Con el fin de realizar una comparación entre una técnica de control tradicional (PI) con las técnicas basadas en redes neuronales, se desarrolló un controlador de este tipo. Se seleccionó un controlador PI dadas las características de comportamiento lento del proceso (con un tiempo de establecimiento de aproximadamente 15 minutos).

En general, la acción de control PI, desde el punto de vista de control discreto, puede ser expresada como [4,5]:

$$u(kh) = K_p e(kh) + K_i \sum_{i=1}^k \frac{e((i-1)h) + e(ih)}{2} h \quad (11)$$

Donde: $u(kh)$, es la señal de control en el instante actual, e es la señal de error, K_p es la constante de control proporcional, K_i es la constante de control integral y h el período de muestreo. Para hallar las constantes del controlador no se pueden usar técnicas convencionales ya que éstas son aplicables sólo a sistemas lineales. Por lo tanto se fija un error mínimo deseado, en este caso 5°C y sobre la base de la ecuación anterior se hizo un estimativo de las constantes. Se encontró que los valores $K_p=0.02$ y $K_i=0.0004$, eran adecuados.

El resultado de aplicarlos al sistema se muestra en las figuras 1 y 2. El controlador PI logra que la temperatura del reactor siga la referencia, presentando un error máximo de 2.3°C .

El esfuerzo de control es oscilatorio, saturándose el controlador sólo al inicio.

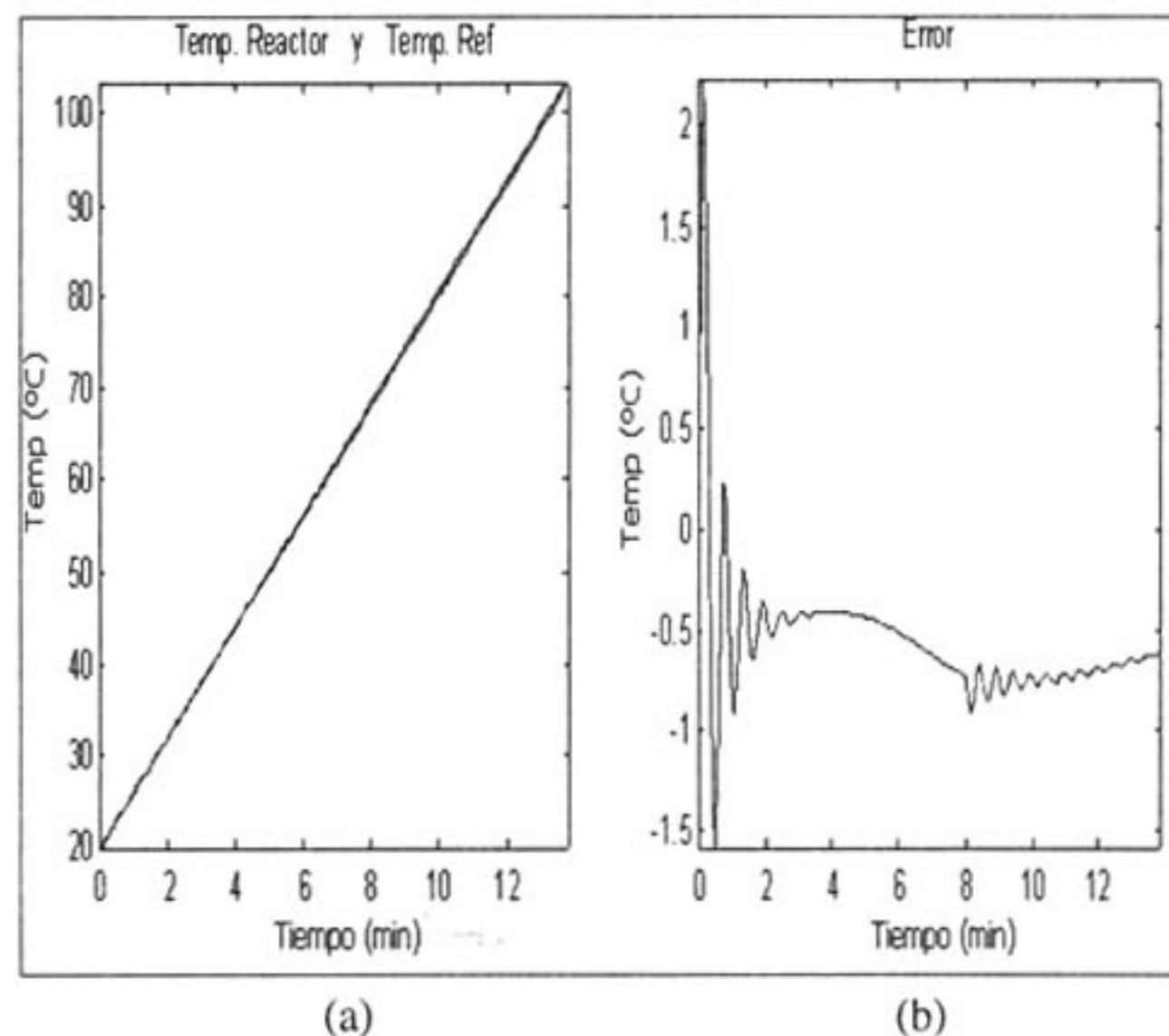


Figura 1. (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con control PI. (b) señal de error

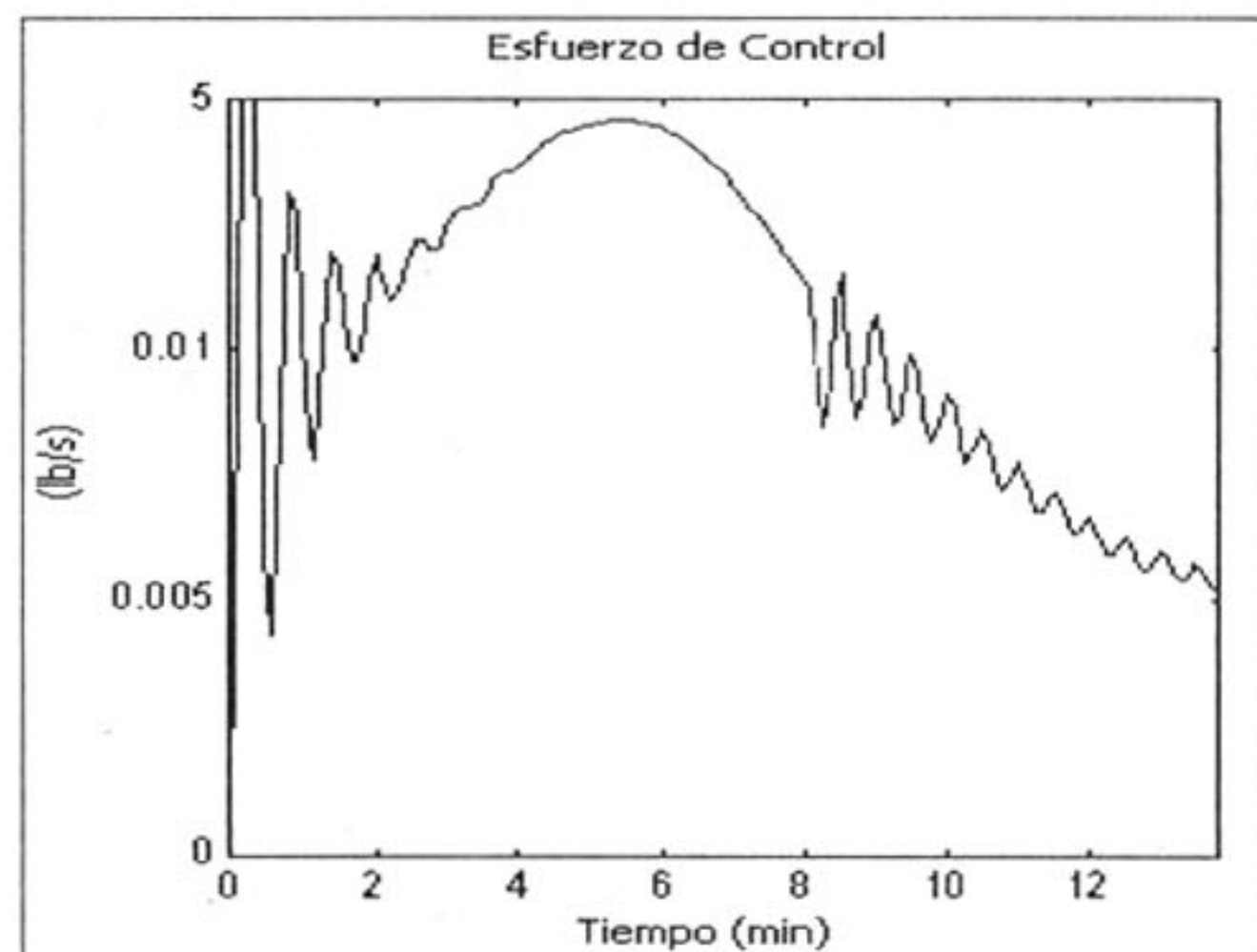


Figura 2. Esfuerzo de control con PI

3.2. Control por modelo interno(CMI)

Con la técnica de Control por Modelo Interno (CMI) [6,7], un modelo de la dinámica directa del sistema es puesto en paralelo con éste y, la diferencia entre la salida del proceso y el modelo se usa con fines de realimentación. Como controlador se utiliza la representación de la dinámica inversa del sistema. La Figura 3 muestra el esquema del CMI.

Para la implementación de este sistema de control se hizo uso de las representaciones de las dinámicas directa e inversa del proceso. En ambos casos se usaron Redes Neuronales Artificiales (RNA) de propagación hacia adelante (feedforward), con una sola capa oculta, entrenadas con el algoritmo de propagación inversa del error (backpropagation) [8].

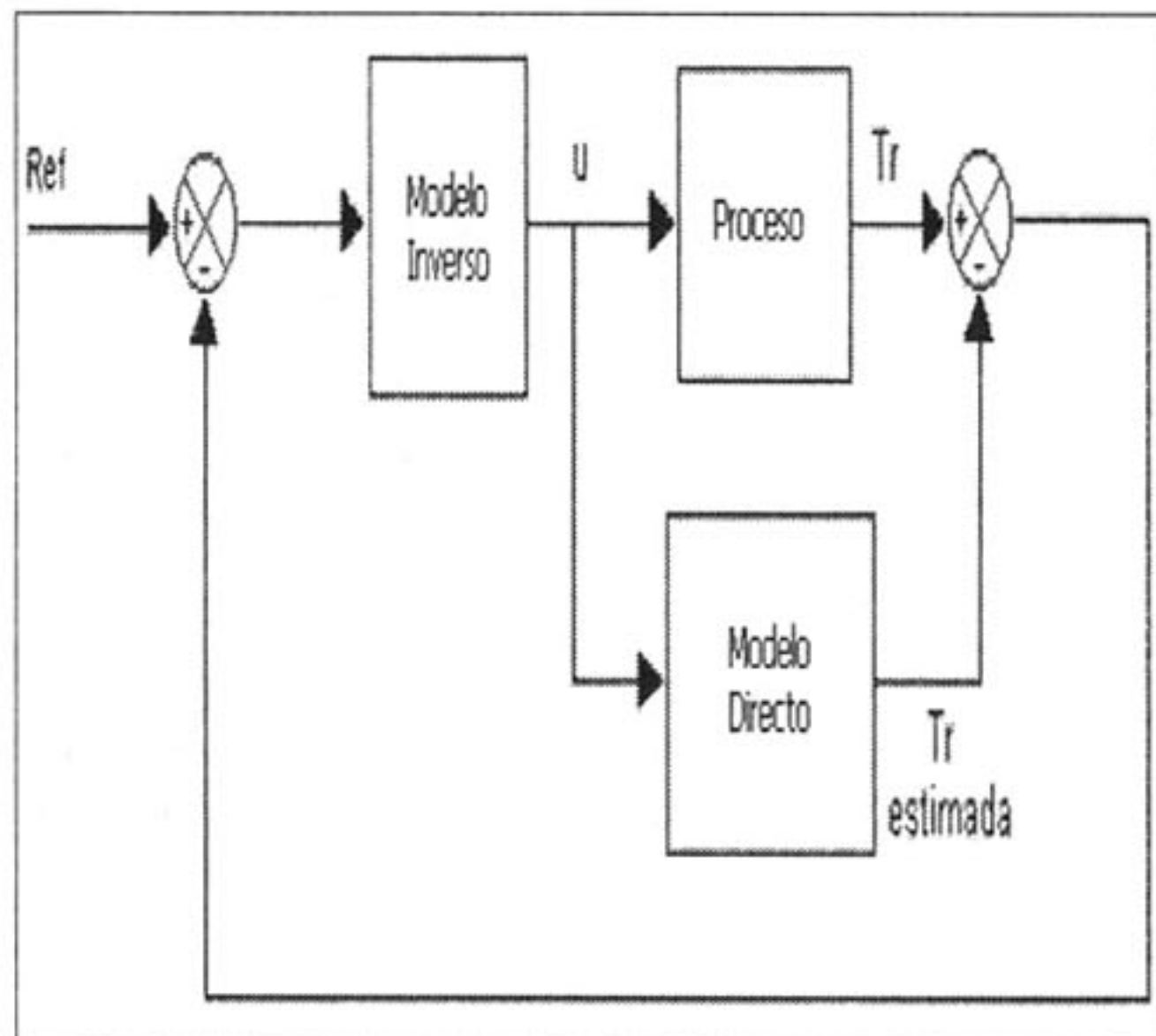


Figura 3. Esquema de control por modelo interno.

Para obtener la RNA que corresponde a la representación de la dinámica inversa del sistema se partió de redes con dos neuronas en su capa oculta, para las cuales no se satisfacía el mínimo error cuadrático que sólo fue satisfecho con una red de diez neuronas en la capa oculta.

Con respecto al vector de entrada, fue necesario normalizar los valores de temperatura dado que los valores de entrada de vapor son mucho menores que los correspondientes valores de temperatura.

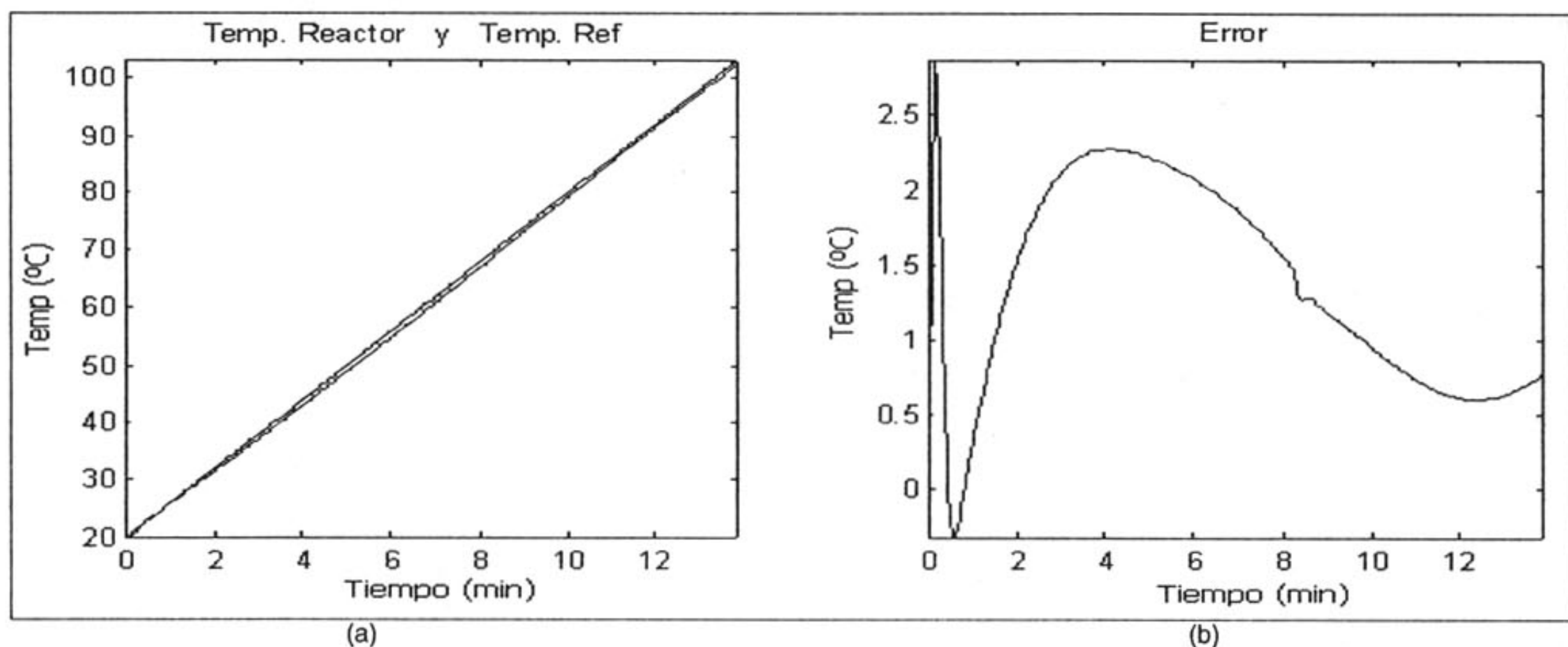


Figura 4. (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con CMI. (b) señal de error

El vector de entrada se conformó con el valor de la temperatura del reactor en el instante actual, el valor de la temperatura del reactor en el instante anterior y el valor de la señal de control en el instante anterior:

$\mathbf{v}_i(k)=[T_r(k), T_r(k-1), u(k-1)]$. La salida de la red corresponde a la señal actual de control $u(k)$.

Con respecto a la obtención de la RNA que corresponde a la dinámica directa del proceso, también se partió de una red con dos neuronas en la capa oculta y se alcanzó el mínimo error cuadrático con una red de cuatro neuronas en la capa oculta.

El vector de entrada inicial se conformó con la señal actual de control y temperatura del reactor en el instante anterior: $\mathbf{v}_i(k)=[T_r(k-1), u(k)]$ y debió normalizarse la entrada correspondiente a la temperatura del reactor.

La salida es la señal actual de temperatura $T_r(k)$.

Los resultados obtenidos se muestran en las figuras 4 y 5.

El controlador CMI logra mantener la temperatura del reactor cerca de la referencia. En este caso, el comportamiento del esfuerzo de control es mucho más "suave" que en el caso anterior.

El error tiene un valor máximo de 3°C.

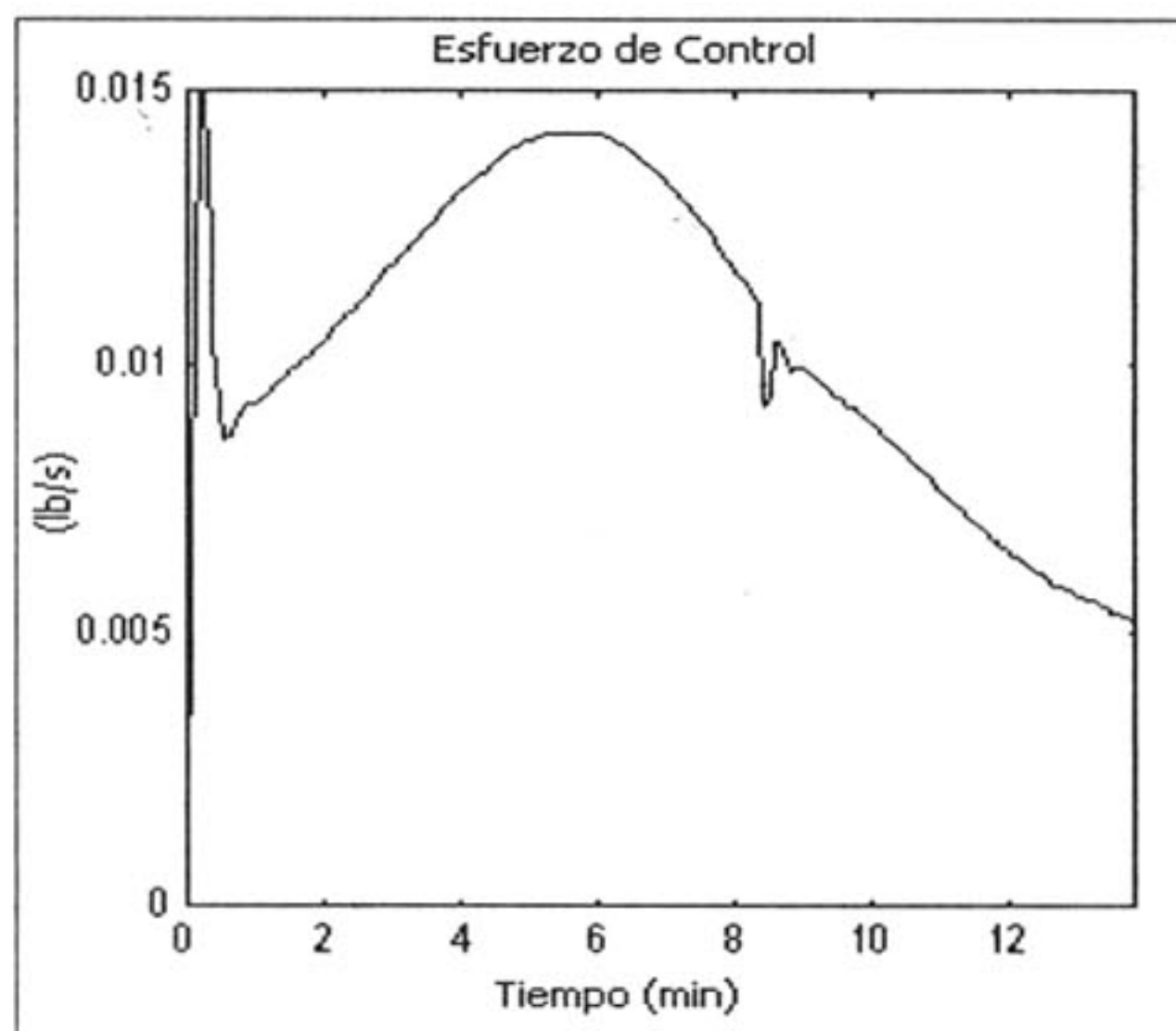


Figura 5. Esfuerzo de control con CMI.

3.3. Control Prealimentado(Feedforward)

Si un controlador PID ya ha sido sintonizado para llevar el proceso a un estado estable es posible utilizar la representación de la dinámica inversa del proceso para que proporcione una parte de la señal de control calculada directamente a partir de la referencia. Dicho esquema de control se conoce como control prealimentado [6,7] y se muestra en la Figura 6. Para la dinámica inversa se utilizó la RNA que representa la dinámica inversa, obtenida en el esquema de control por modelo interno y para el controlador PID se usó el controlador PI sintonizado en la sección 3.1.

Los resultados de aplicar esta técnica se muestran en las figuras 7 y 8. En este caso, aunque el control mantiene la temperatura del reactor cerca de la referencia con un error no superior al 1.5°C, la señal de control es muy oscilatoria.

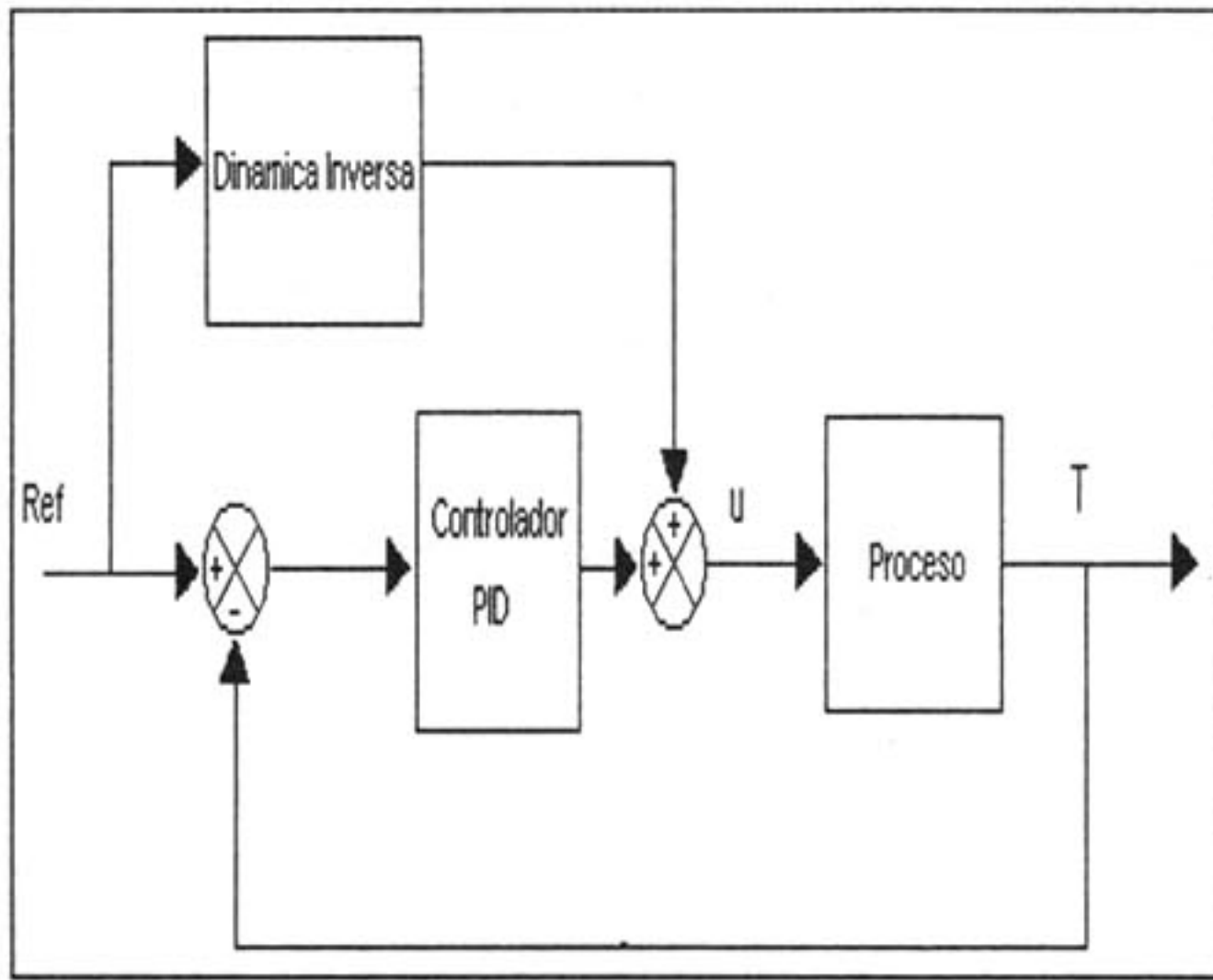


Figura 6. Esquema de control feedforward

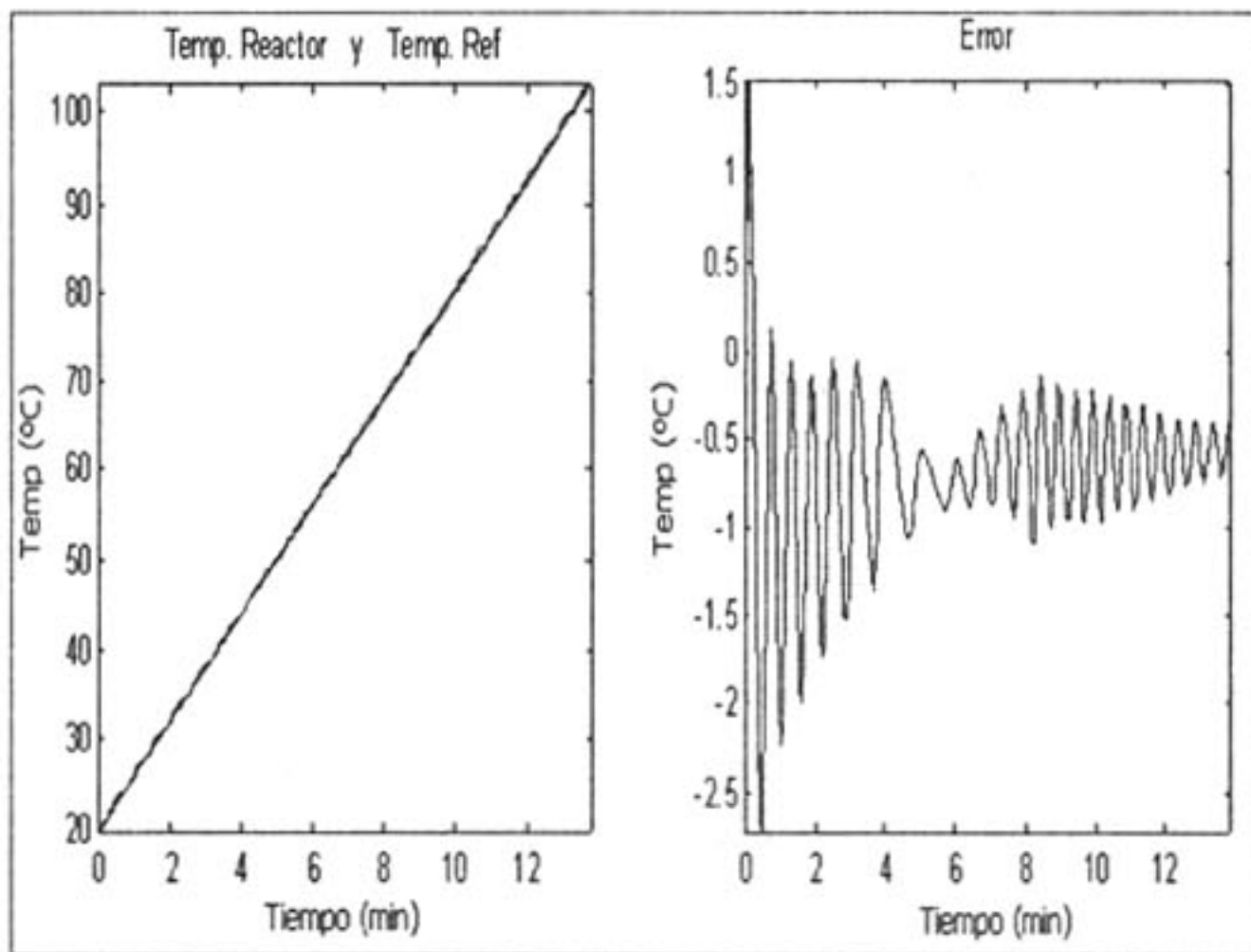


Figura 7. (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con CP. (b) Error

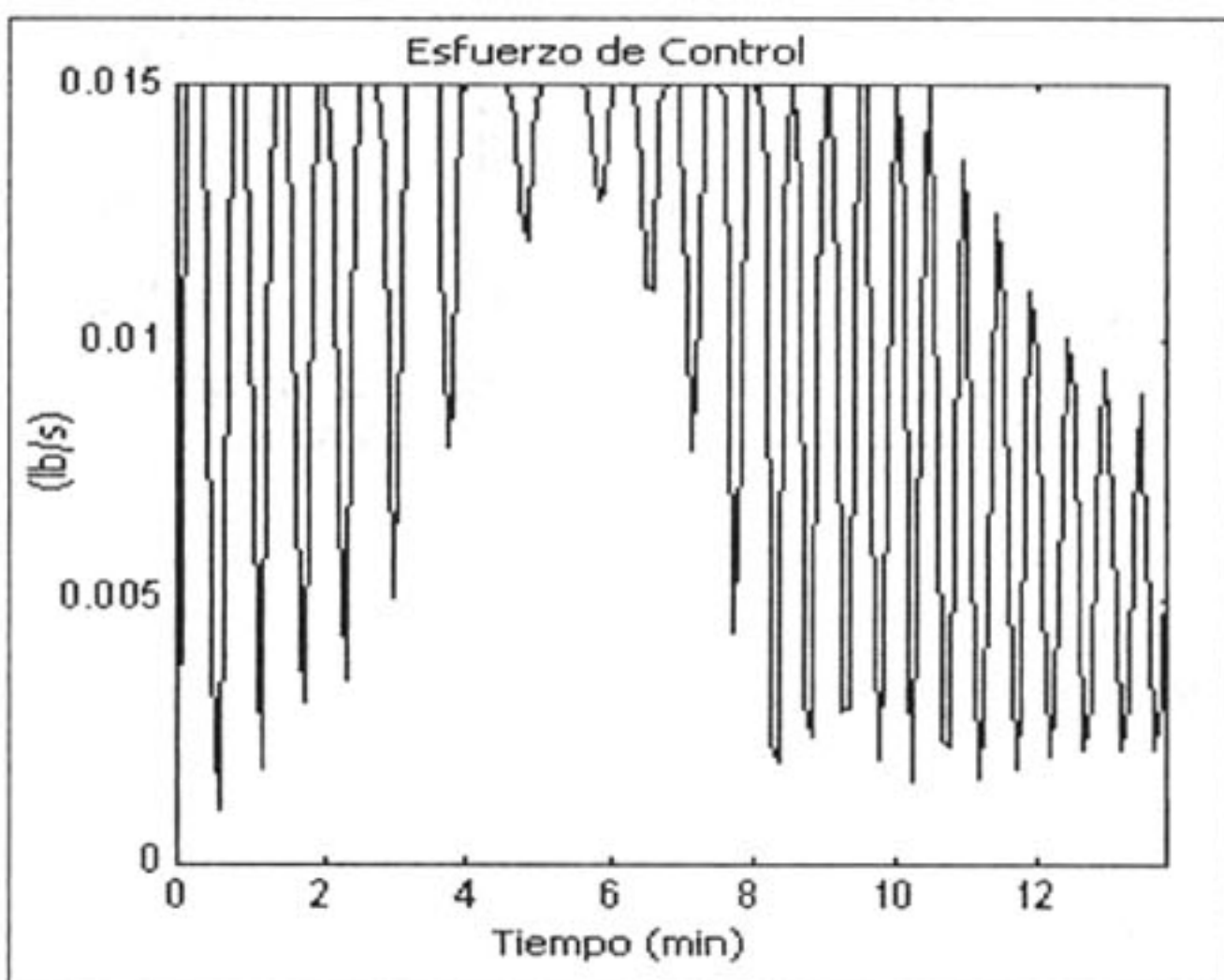


Figura 8. Esfuerzo de control con CP

En los análisis hechos en las secciones 3.1, 3.2 y 3.3 el controlador está operando en la primera y segunda etapa del proceso.

Esto se puede ver en las gráficas del esfuerzo de control, ya que a los 8 minutos hay un cambio brusco en la señal de control.

Es en este momento que se alcanza la temperatura de burbuja y se inicia el proceso de extracción de acetato de etilo.

4. ANÁLISIS DEL SISTEMA ANTE PERTURBACIONES

En esta sección se analiza el comportamiento de las técnicas desarrolladas ante perturbaciones en la temperatura de reactor (punto A en la figura 9) y a la entrada de la planta (punto B).

La perturbación considerada a la salida del sistema fue de 6°C (aproximadamente el 16% del valor en ese momento). La perturbación considerada a la entrada de la planta fue de 0.006 lb/s (40% del valor máximo de la señal de control).

En ambos casos, la perturbación se coloca a los 4 minutos de iniciado el proceso.

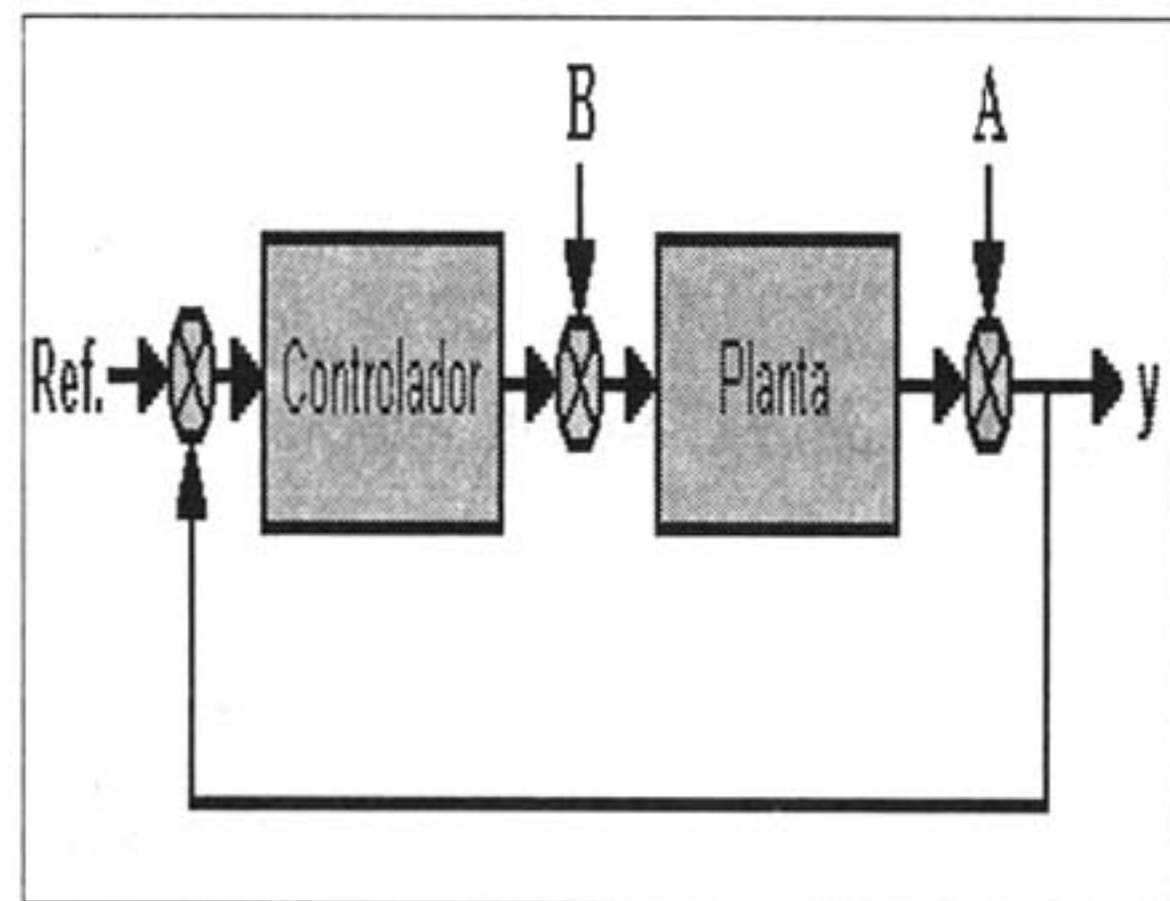


Figura 9. Ubicación de las perturbaciones

4.1. Controlador PI

El Controlador PI tiene una respuesta muy lenta ante la perturbación en la temperatura del reactor (tarda dos minutos en regresar al valor de referencia).

En la figura 10 (a) se muestra el comportamiento del sistema y en 10 (b) el esfuerzo de control.

Este mismo controlador presenta una buena respuesta ante la perturbación en la señal de control como se observa en la figura 11 (a).

En 11 (b) el esfuerzo de control.

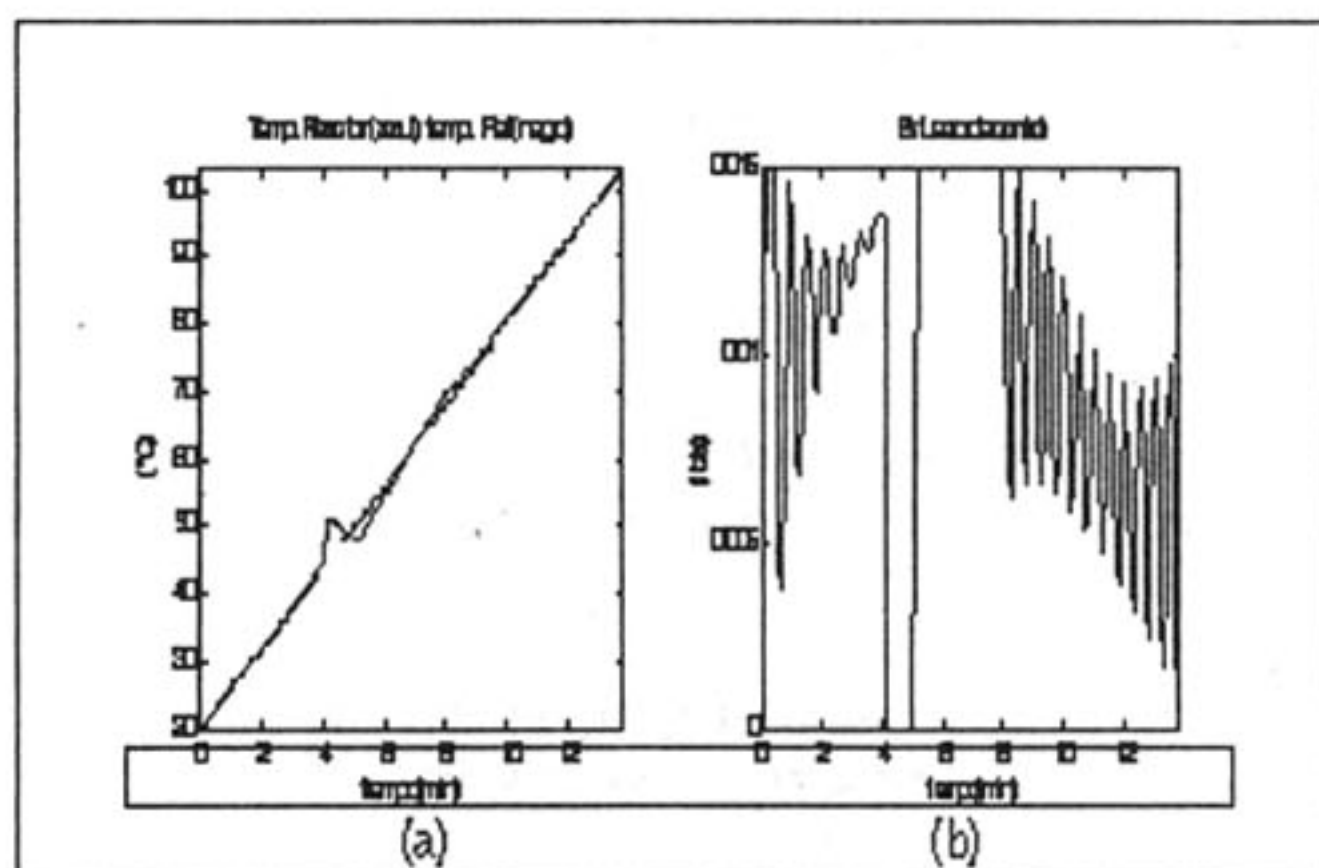


Figura 10. (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con perturbación a la salida. (b) esfuerzo de control

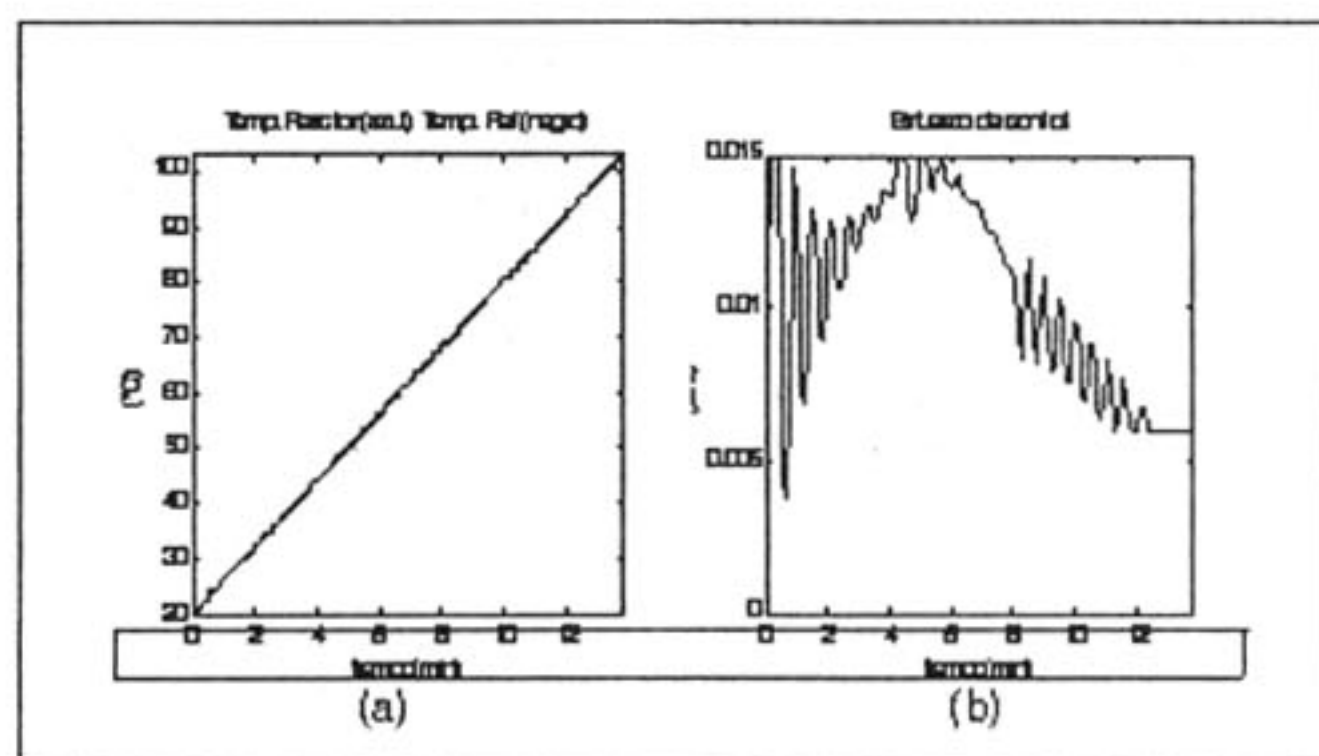


Figura 11. (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con perturbación a la entrada. (b) esfuerzo de control

4.2. Controlador por Modelo Interno

Este controlador rechaza de manera rápida la perturbación en la temperatura (tarda un minuto aproximadamente) y no presenta ningún tipo de oscilaciones alrededor de la referencia. Los resultados en la figura 12.

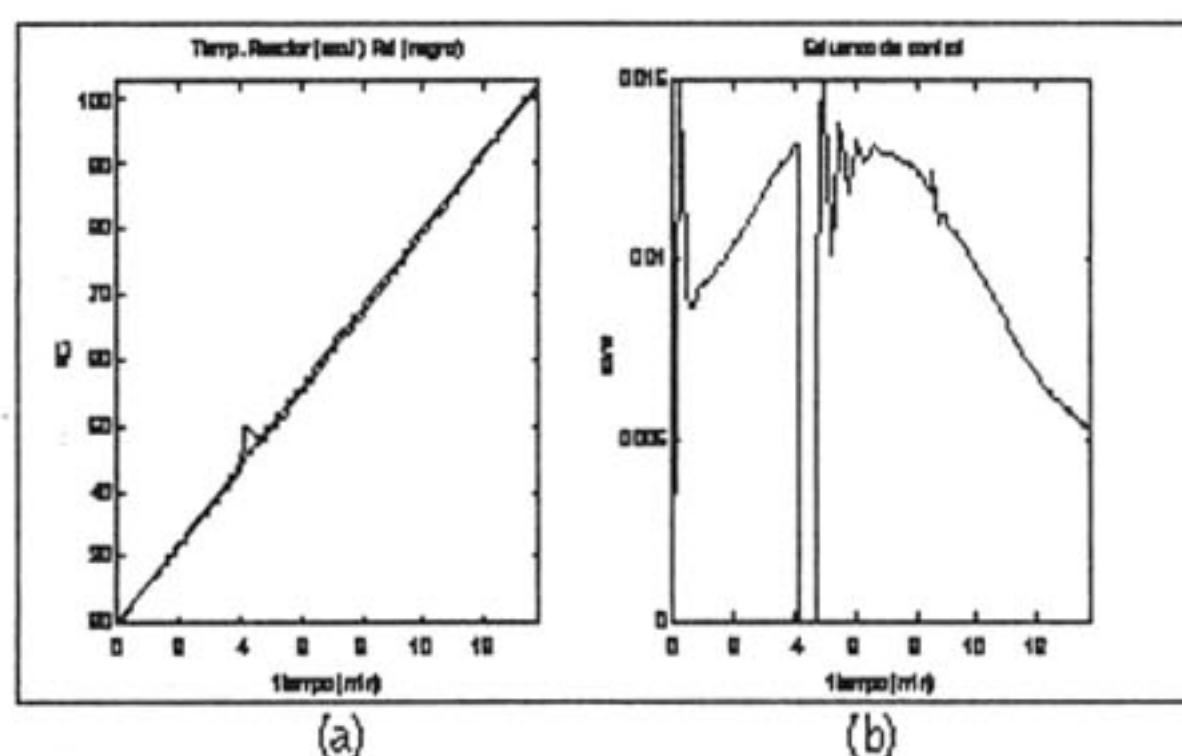


Figura 12. (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con perturbación a la entrada. (b) esfuerzo de control

En todos los casos se observó que la perturbación en la señal de control es fácilmente rechazada por los controladores diseñados.

Por este motivo en ésta y la siguiente sección sólo se presenta el esfuerzo de control (figura 13).

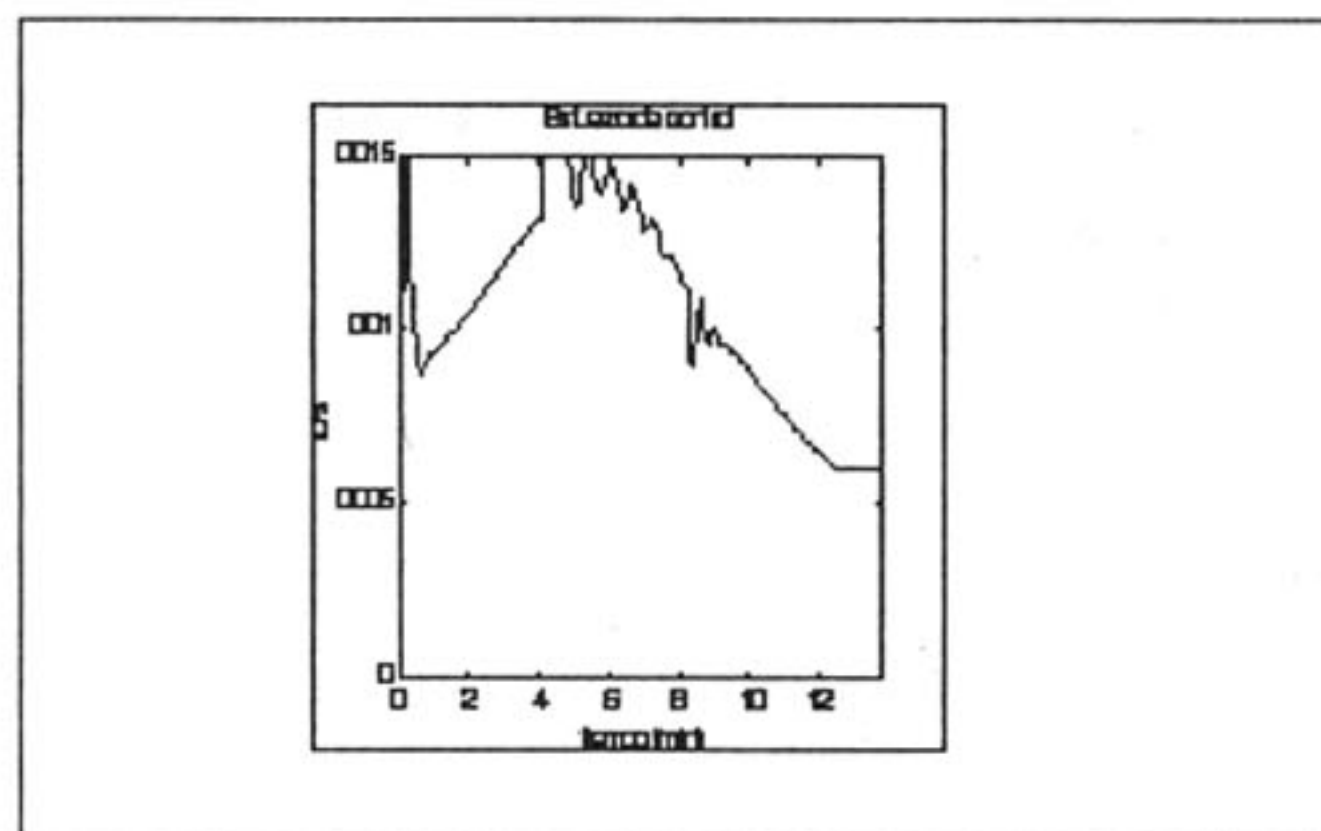


Figura 13. Esfuerzo de control con perturbación de 0.006 lb/s. a la entrada, en $t=4$ min.

4.3. Controlador prealimentado (Feedforward)

El Controlador Prealimentado (CP) es más lento en su respuesta que el CMI, ya que tarda aproximadamente un minuto y medio en regresar a la referencia. En la figura 14 se observa el comportamiento del sistema y del esfuerzo de control.

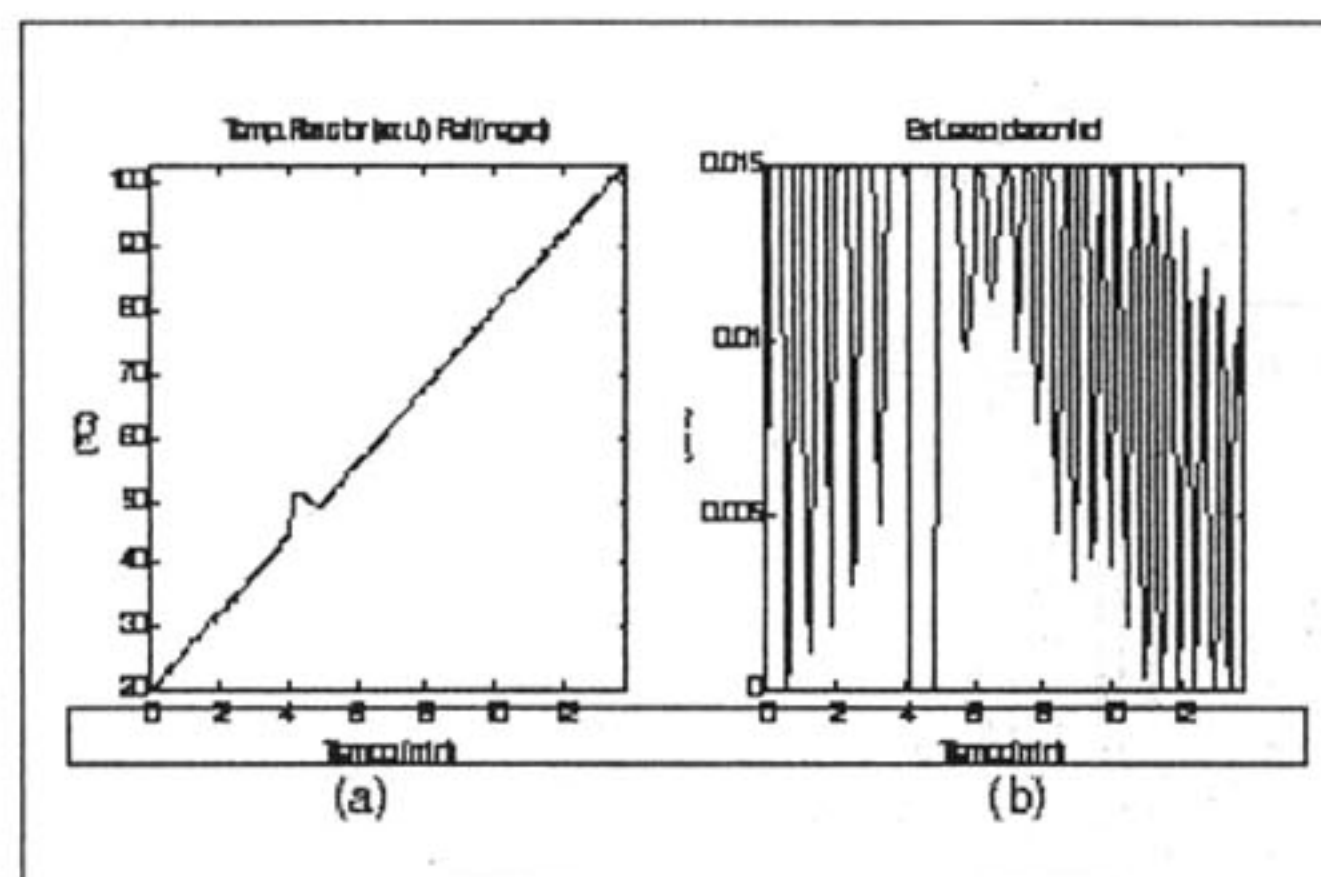


Figura 14. (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con perturbación a la salida. (b) esfuerzo de control

La perturbación a la entrada del proceso es fácilmente rechazada. En la figura 15 se muestra el esfuerzo de control.

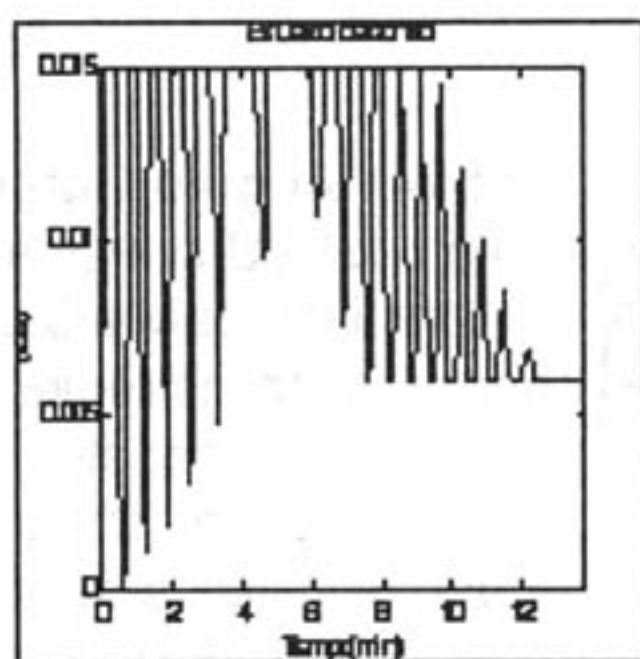


Figura 15. Esfuerzo de control con perturbación de 0.006 lb/s. a la entrada, en $t=4$ min.

5. CONCLUSIONES

Inicialmente, el proceso alcanzaba la máxima conversión en 15 minutos. Con los controladores diseñados se disminuyó el tiempo de máxima conversión a 12 minutos.

Este tiempo de máxima conversión podría disminuirse más con una señal de control más grande lo que no es posible debido a limitaciones en el actuador.

El control que en operación normal oscila más es el CP y el más suave es el CMI. El PI tiene un comportamiento intermedio.

En cuanto a las perturbaciones, todos las rechazaron. El que mejor operó fue el controlador CMI. El CP presenta oscilaciones muy marcadas en la señal de control lo que induce un sobreimpulso y algunas oscilaciones en la temperatura del reactor. Esto puede traer efectos contraproducentes sobre el actuador, disminuyendo su vida útil. Una solución a este problema se puede hallar resintonizando el controlador PI, disminuyendo gradualmente su parte proporcional o adicionándole el término derivativo hasta lograr que se reduzcan las oscilaciones, una vez se agregue la dinámica inversa.

En la siguiente figura se muestra el caso cuando se redujo la constante proporcional K_p a 0.005, K_i a 0.001 y se agregó la parte derivativa con un $K_d = 0.0625$. El resultado se presenta en la figura 16. Compárese con la figura 14 (b).

Ninguno de los controladores aquí estudiados fue capaz de rechazar adecuadamente perturbaciones a la señal de control de valores superiores a 0.008 lb/s (53% del valor máximo de la señal de control).

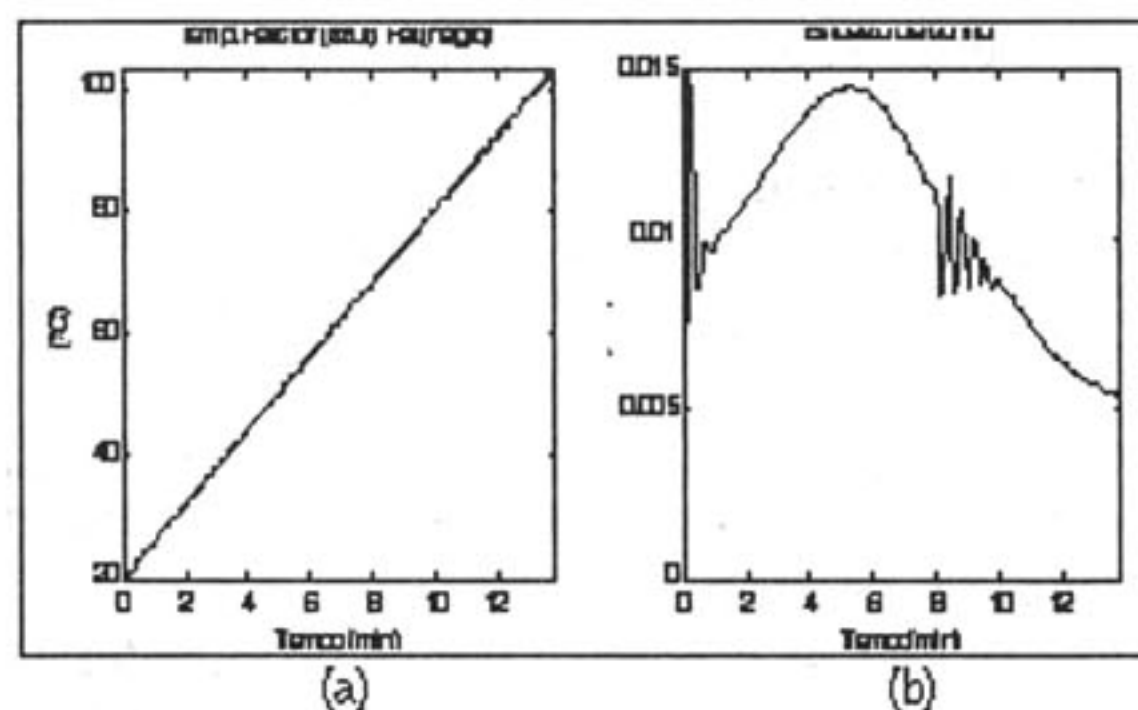


Figura 16 (a). Temperatura del reactor (azul) y referencia (negro) con CP con PI recalculado (b) Esfuerzo de control.

Del análisis realizado a lo largo del presente trabajo puede concluirse que la técnica de Control por Modelo Inverso (CMI) aplicada a este sistema en particular presenta ventajas sobre los otros esquemas de control aquí desarrollados: Control Prealimentado (CP) y Control Proporcional Integral (CPI). El CMI carece de sobreimpulso en el momento de alcanzar la referencia, su esfuerzo de control posee menores oscilaciones que en los otros casos y en general muestra un mejor desempeño. Presenta un error máximo de 3°C .

Las RNA utilizadas para el desarrollo de controladores son una buena alternativa en el momento de contemplar la posibilidad de aplicar técnicas no convencionales, en particular, si es necesario obtener una representación de la dinámica directa o inversa de un proceso. Además, este tipo de controladores basados en RNA, dada la cualidad que tienen éstas para generalizar, rechazan de manera adecuada las perturbaciones al proceso.

6. REFERENCIAS

- [1.] DEL VALLE J.F. - Valenciano H.E. Diseño e Implementación de un Control Supervisor para el Reactor Multipropósito de los Laboratorios de Procesos Productivos de la Sede. Tesis. Ingeniería Electrónica. Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales. Facultad de Ingeniería y Arquitectura. Manizales. 1999.
- [2.] GUTIÉRREZ A. A. Modelamiento Matemático de un Reactor de Tanque con Agitador y Torre de Separación. Tesis. Ingeniería Química Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales. Facultad de Ingeniería y Arquitectura. Manizales 1997.
- [3.] CORREA L.C. Diseño y Simulación de un Control basado en Redes Neuronales para el Reactor Multipropósito del Laboratorio de Procesos Productivos de la Sede. Tesis. Ingeniería Electrónica. Universidad Nacional de Colombia Sede

Manizales. Facultad de Ingeniería y Arquitectura. Manizales. 2001.

- [4.] OGATA K. Ingeniería de Control Moderna. Tercera Edición. Prentice Hall Hispanoamericana S.A. 1995.
- [5.] ASTROM K.J. - Wittenmark B. Computer Controlled Systems. Tercera Edición. Prentice Hall Hispanoamericana S.A. 1995.
- [6.] NG. G.W. Application of Neural Networks to Adaptive Control of Nonlinear Systems. Research Studies Press Ltd. Somerset. 1997.
- [7.] UNGAR L.H. A Bioreactor Benchmark for Adaptive Network-based. En: Neural Networks for Control Editado por W.T. Miller III - R.S. Sutton - P.J. Werbos The MIT Press. Quinta edición. 1996.
- [8.] MATLAB®, versión 5.3, Neural Networks Toolbox to use with MATLAB.

APÉNDICE

Constantes utilizadas en la simulación del proceso:

$a=29000$, $b=7150$, $d=3908.356$
 $a_1=41.0454 \text{ mol}^2/\text{lt}^2$, $a_2=128.6337 \text{ mol}^2/\text{lt}^2$
 $a_3=64.7024 \text{ mol}^2/\text{lt}^2$, $a_4=57.3204 \text{ K}$
 $a_5=0.0025 \text{ s}^{-1}$, $a_6=801.597 \text{ K/lb}$
 $a_7=0.1347 \text{ s}^{-1}$, $a_8=0.0063 \text{ s}^{-1}$
 $b_1=2.6709 \text{ mol}^{-2}$, $b_2=23.7589 \text{ mol}$
 $b_3=15.9605 \text{ mol/lt}$, $b_4=27.8822 \text{ mol}$
 $b_5=81.8008 \text{ mol}$, $b_6=43.95 \text{ mol}$
 $b_7=1517.6 \text{ J/s}$, $b_{10}=28.9817 \text{ J/K}$
 $b_{11}=1413.5 \text{ J/(lt} \cdot \text{K)}$, $b_{12}=3.5085 \text{ J/(lt} \cdot \text{K)}$
 $b_{13}=5.5112 \text{ J/(K} \cdot \text{s)}$, $b_{14}=5.2309 \text{ J}$
 $b_{15}=3.1446 \text{ J/(K} \cdot \text{s)}$, $b_{16}=0.0208 \text{ lt}^{-1} \text{ s}^{-1}$
 $b_{17}=0.0327 \text{ s}^{-1}$.
 $Q_e=0.0026 \text{ lt/s}$

AUTORES



Fabiola Angulo García. Ingeniera Electricista, Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales, 1989. Especialista en Instrumentación Física, Universidad Tecnológica de Pereira, 1994. Magíster en Automatización Industrial, Universidad Nacional de Colombia, Sede Bogotá, 2000. Profesora Asociada, Universidad Nacional de Colombia, Manizales. Teléfono: (6) 8743032, Manizales, (Colombia). E-mail: fangulo@nevado.manizales.unal.edu.co. Página web: www.manizales.unal.edu.co/pci/index.htm

Hernán Darío Alvarez Zapata Ing. Químico, Mg. Ing., Univ. Nal. de Colombia. Dr. Ing., INAUT-Univ. Nal. de San Juan, Argentina. Profesor Asistente, Dpto. de Procesos Químicos, Universidad Nacional de Colombia, Sede Medellín. Bloque M3, oficina 211, Facultad de Minas, carrera 80, Barrio Robledo, Medellín, Colombia. e-mail: hdalvare@perseus.unalmed.edu.co

Luis Carlos Correa. Ingeniero electrónico, Universidad Nacional de Colombia, Sede Manizales, 2001.

Adamo Alzate. Ingeniero Químico, Universidad Nacional de Colombia, Sede Manizales, 1997.

El que sabe escuchar nunca deja de aprender
