

Alternativas para el Control Multivariable

Alternativas para el Control Multivariable

A. Lussón Cervantes, I. Bausa Ortiz*, R. Beltrán Aguedo*, I. M. Barcaz Iturria*
and Y. Hernández Rodríguez**

ABSTRACT

This paper presents multiple alternatives for multivariable control in two industrial processes: Distillation Column and Evaporator. The design of four control strategies is presented, that includes a multiloop control, a decoupling multivariable control, both with Proportional Integral structure, a decoupling control through Inverse Nyquist Array, an Internal Model Control and a predictive control. Simulations results are obtained using Matlab, and show the potentialities of each one of those strategies to handle references changes and disturbances. The advantages of predictive control in regulation of multivariable processes are evident.

Keywords: Multivariable control, decoupling, multiloop control, predictive control.

RESUMEN

En este trabajo se presentan múltiples alternativas para el control multivariable de dos procesos industriales: Columna de Destilación y Evaporador. Se diseñan cuatro estrategias de control: un control multilazo, control multivariable con desacopladores, ambas con estructura Proporcional Integral, un control con desacopladores mediante del Arreglo Inverso de Nyquist, un control por Modelo Interno y control Predictivo. Los resultados de simulación son obtenidos mediante el Matlab y muestran las potencialidades de cada una de estas estrategias ante cambios en la referencia y disturbios. Las ventajas del control predictivo en la regulación de procesos multivariables son evidentes.

Palabras clave: Control multivariable, desacopladores, control multilazo, control predictivo.

Fecha de recepción: 2015-01-22 - Fecha aceptado: 2015-06-03

*

Departamento de Control Automático, Universidad de Oriente, Santiago de Cuba, Cuba, alusson@fie.uo.edu.cu, ibausa@fie.uo.edu.cu, rbeltran@fie.uo.edu.cu, isabel.barcaz@canet.fie.uo.edu.cu, yoandri.hernandez@canet.fie.uo.edu.cu



I. INTRODUCCIÓN

Un sistema de control multivariable (MIMO) permite alcanzar el objetivo de mantener un conjunto de variables en un valor deseado, a diferencia del control de sistemas de una entrada y una salida (SISO), que sólo permite controlar una variable al tiempo.

En la mayoría de las industrias los sistemas de control se diseñan para procesos multivariables, en los cuales una señal de entrada no sólo afecta su propia señal de salida, sino además, una o más de las otras salidas del sistema. Esta característica se le conoce como interacción. Los procesos multivariables son difíciles de controlar, debido a la presencia de las interacciones, comportamientos no lineales, cumplimiento de restricciones, los retardos temporales involucrados, y otros [1]-[3].

Dada la diversidad de estos problemas, y su presencia recurrente en la industria de procesos, se llevan a cabo investigaciones en cuanto al diseño y modificación de nuevas alternativas de control en aras de lograr soluciones cada vez más eficientes.

La aproximación más natural al problema de control multivariable ha sido la de tratar de desagregar el sistema en múltiples lazos sencillos de una entrada y una salida.

Con el propósito de minimizar la posibilidad de un desempeño negativo del sistema de control, las entradas y las salidas son agrupadas en pares que minimizan las interacciones entre los lazos sencillos y el resto del sistema. Esto se denomina problema de acoplamiento.

En caso de que las interacciones sean significativas, el sistema puede hacerse inestable, lo cual exige la necesidad del desacoplamiento entre los lazos de control, mediante la incorporación de los llamados Desacopladores [4], [5]. Otra alternativa para desacoplar el sistema es aplicar la metodología de desacoplamiento a través del Arreglo Inverso de Nyquist (INA) [6].

Actualmente los sistemas de control en la industria de procesos deben satisfacer criterios económicos, asociados con el mantenimiento

de las variables de proceso en sus referencias minimizando dinámicamente una función de

costo de operación, calidad de producción, criterios de seguridad y medioambientales. Dentro de las tecnologías consideradas avanzadas, el Control por Modelo Interno (IMC) y el Control Predictivo Basado en Modelo (MPC) son algunas de las más utilizadas en la industria, y con muchas expectativas de desarrollo [7]-[9].

El presente trabajo tiene como objetivo mostrar diferentes alternativas para el control multivariable en los procesos industriales: Torre de Destilación y Evaporador. Se realiza el diseño de diferentes estrategias de control, que incluyen el control multilazo, control multivariable con desacopladores, ambas con estructura PI, un control con desacoplamiento a partir del INA, un IMC y un MPC multivariable. Finalmente se muestran los resultados mediante simulaciones ante cambios en la referencia y perturbaciones y luego las conclusiones del trabajo.

II. PROCESOS

A. Descripción de los procesos

Torre de Destilación – Está formada por un cuerpo cilíndrico vertical, dentro del cual están dispuestos bandejas o platos horizontales separados a intervalos determinados, o rellena de un material sólido de forma regular, con el objetivo de facilitar el contacto entre la fase vapor que asciende y la fase líquida que desciende. En ellas se efectúa la destilación fraccionada y se le acoplan diferentes equipos auxiliares, como el condensador, acumulador y rehervidor. Existen dos tipos de torres de destilación:

- Torres rellenas: son aquellas dentro de las cuales se colocan en forma desordenada material sólido de gran superficie por unidad de volumen, que proveen gran área superficial en la cual el contacto entre las fases ocurre.
- Torre de platos: son aquellas en las que el contacto entre las fases ocurre en los platos o bandejas, que pueden ser del tipo de campanas burbujeadoras o con agujeros. Una Torre de Destilación de platos se muestra en la Fig. 1.

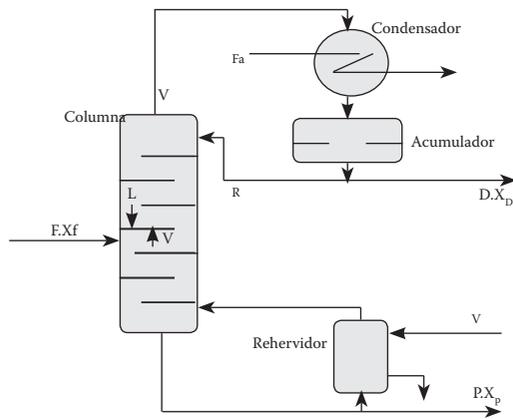


Figura 1. Torre de Destilación.

La columna que se estudia es una torre de platos donde se regula la composición destilado (X_D) y la composición del producto de fondo (X_P), usando el flujo de reflujo (R) y flujo de vapor (V) como variables manipuladas. Como principal variable de perturbación se considera el flujo de alimentación (F). El modelo matemático que se utiliza es el siguiente [10]:

$$X_D(s) = \frac{0.60e^{-1.1s}}{(5s+1)(2s+1)}R(s) - \frac{0.5e^{-1.0s}}{(6s+1)(3s+1)}V(s) + \frac{0.2}{(0.2s+1)}F(s) \quad (1)$$

$$X_P(s) = \frac{0.30e^{-1.3s}}{(5s+1)(s+1)}R(s) - \frac{0.5e^{-1.0s}}{(5s+1)(s+1)}V(s) + \frac{1}{s+1}F(s) \quad (2)$$

Evaporador – Su principal objetivo es el aumento de la concentración del sólido disuelto en la solución alimentada, aunque se utilizan con objetivos colaterales como en la producción de vapor. El incremento de la concentración de las sustancias sólidas en la solución alimentada al evaporador, se obtiene mediante la eliminación parcial del disolvente (generalmente agua) en todo el volumen de la solución, a su temperatura de ebullición. El calor requerido para la evaporación del disolvente, se puede suministrar, empleando cualquier agente de calefacción (vapor de agua), al que se designa como vapor primario.

El proceso de evaporación puede transcurrir en un solo vaso (evaporación de simple efecto) o en varios vasos (evaporador de múltiples efectos). En la Fig. 2 se muestra el esquema de un evaporador de simple efecto.

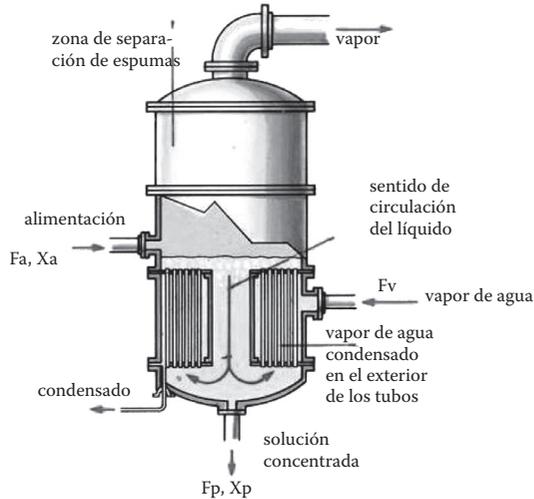


Figura 2. Evaporador de simple efecto.

En esta investigación se analiza un Evaporador de simple efecto, en el cual las variables controladas son: el flujo de alimentación (F_a) y la concentración del producto (X_p). Las variables que se manipulan son: el flujo del vapor primario (F_v) y el flujo de salida de la solución producto (F_p) y la variable perturbadora es la concentración del flujo del alimentado (X_a). El proceso es modelado por las siguientes ecuaciones [5]:

$$F_a(s) = \frac{0.84e^{-0.30s}}{1.05s+1}F_v(s) + \frac{0.20e^{-0.03s}}{0.65s+1}F_p(s) + \frac{0.81e^{-0.60s}}{1.40s+1}X_a(s) \quad (3)$$

$$X_p(s) = \frac{1.68e^{-0.80s}}{2.70s+1}F_v(s) - \frac{1.60e^{-0.50s}}{2.97s+1}F_p(s) + \frac{1.1e^{-0.30s}}{1.50s+1}X_a(s) \quad (4)$$

III. ESTRATEGIAS DE CONTROL EN PROCESOS MULTIVARIABLES

A. Diseño de las estrategias de control en la Torre de Destilación

Uno de los métodos más importantes en el análisis de sistemas MIMO; en la selección de pares de variables manipuladas - variables controladas y con ello el análisis de la interacción es el de la Matriz de Ganancias Relativas (MGR), en el cual se obtiene una matriz (λ), que permite a partir del valor de sus elementos conocer la existencia y alcance de las interacciones entre variables manipuladas y controladas, y seleccionar así los pares de variables adecuados [5]

Cada elemento de la MGR se determina multiplicando cada elemento de la Matriz de las Ganancias a Estado Estacionario (K) por su correspondiente en la matriz $[K]$.

La matriz K se obtiene del modelo de la Torre de Destilación descrito en (1) y (2) y se obtienen:

$$K = \begin{bmatrix} 0.60 & -0.5 \\ 0.30 & -0.5 \end{bmatrix} \quad \lambda = \begin{matrix} X_D & X_P \\ \begin{bmatrix} 2 & -1 \\ -1 & 2 \end{bmatrix} & \begin{matrix} R \\ V \end{matrix} \end{matrix}$$

Analizando el resultado de la MGR, se observa que $\lambda_{12} < 0$ y $\lambda_{21} < 0$: por lo que la mejor pareja variable controlada - variable manipulada es: $X_D - R$; $X_P - V$.

Además, se observa que $\lambda_{11} > 1$ y $\lambda_{22} > 1$, por lo que las interacciones son significativas. Con el fin de reducir las interacciones entre los lazos de control, se diseñan las estrategias: control multilazo, control multivariable con desacopladores, ambas con estructura PI y el MPC.

Control multilazo con estructura PI en la Torre de Destilación:

Para la sintonización de los controladores PI, se utiliza el método de la Integral del Tiempo por el Error Absoluto (ITAE), debido a que este método presenta ventajas al estudiar procesos con grandes tiempos muertos [5]. Se determinan los parámetros K_C y T_i , para cambios en el punto de control y se obtienen para $G_{c1}(s)$: $K_C = 2.03926$ y $T_i = 6.0852$ s y para $G_{c2}(s)$: $K_C = -2.9336$ y $T_i = 5.3293$ s. Los parámetros del controlador PI para cambios en la perturbación, igualmente se determinan según el método ITAE y resultan $G_{c1}(s)$: $K_C = 2.051$, $T_i = 4.9974$ s, y $G_{c2}(s)$: $K_C = -4.5647$, $T_i = 3.8842$ s.

Control multivariable con desacopladores con estructura PI en la Torre de Destilación:

La configuración de control usada es la 1-1/2-2. Esta estrategia difiere del control multilazo únicamente en la adición de los desacopladores $D_{12}(s)$ y $D_{21}(s)$ [5].

El ajuste de los parámetros de los controladores PI, se realiza de forma idéntica que los realizados para la configuración multilazo. Para

el cálculo de los desacopladores se utilizan las siguientes expresiones:

$$D_{12}(s) = -\frac{G_{12}(s)}{G_{11}(s)} \quad D_{21}(s) = -\frac{G_{21}(s)}{G_{22}(s)} \quad (5)$$

Control predictivo multivariable en la Torre de Destilación:

Generalmente se conoce como MPC a un conjunto de algoritmos computacionales que controlan la respuesta futura de un proceso mediante el uso explícito de un modelo del mismo. Para llevar a cabo la estrategia del MPC, se utiliza una estructura como la mostrada en la Figura 3.

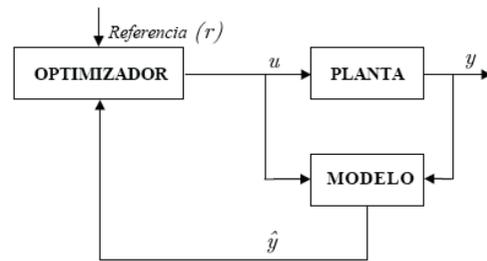


Figura 3: Estructura básica del MPC.

El modelo usa la información de la entrada y la salida actual para calcular las predicciones de la salida a lo largo de un determinado horizonte de predicción P . El intervalo para el cual la acción de control será calculada recibe el nombre de horizonte de control M . En el instante k , y con este modelo actuando como predictor, se puede usar un esquema de optimización para calcular el conjunto de acciones de control, que aplicadas logran que la salida del modelo nominal siga una trayectoria deseada sobre el horizonte P y con la variable manipulada u cambiando en un horizonte de control M menor que P [11].

Se diseña el MPC apoyado en el Toolbox MPC del MATLAB. Se define el modelo con formato *step*, luego se establecen los parámetros del controlador predictivo ante cambios en la referencia: $P = 20$, $M = 5$, y los pesos Q y R son de $[1 \ 1]$ y $[0.5 \ 0.5]$, respectivamente. Los parámetros ante cambios en la perturbación: $P = 20$, $M = 5$, $Q = [0.2 \ 0.2]$ y $R = [0.5 \ 0.5]$.

B. Diseño de las estrategias de control en el Evaporador

Para el análisis de la interacción se emplea el método de MGR, donde se determina la matriz K, la cual se obtiene del modelo del Evaporador descrito en (3) y (4) y la MGR es:

$$\lambda = \begin{bmatrix} Fa & Xp \\ 0.80 & 0.20 \\ 0.20 & 0.80 \end{bmatrix} \begin{matrix} Fv \\ Fp \end{matrix}$$

A partir de λ , se escogen las parejas: Fa con Fv y Xp con Fp. Seguidamente, se presenta el diseño de las estrategias de control: el control multilazo, control multivariable con desacoplamiento a partir INA, el IMC y el MPC.

Control multilazo con estructura PI en el Evaporador: La configuración de control multilazo usada es la 1-1/2-2. De forma similar al caso de estudio anterior se utiliza el método ITAE para el ajuste de los parámetros de los controladores PI para cambios en el punto de control, obteniendo para Gc1(s): Kc = 2.1978 y Ti = 1.0683 s y Gc2(s): Kc = -1.8726 y Ti = 2.9634 s.

Control multivariable con desacoplamiento a partir de INA en el Evaporador: El método basado en el INA se basa en determinar la matriz de precompensación estacionaria. Dicha matriz se determina mediante transformaciones fundamentales aplicadas a la matriz estacionaria del proceso G(0) [6]. El poscompensador en este caso se tomó igual a la matriz identidad. Aplicando las transformaciones a K resulta:

$$K^{-1}(0) = \begin{bmatrix} 1 & 0.2381 \\ -1.05 & 1 \end{bmatrix}$$

A continuación, se grafican el diagrama de Nyquist para cada una de las funciones de transferencia inversas de la matriz G(s), así como las bandas de Gershgoring correspondientes sin el precompensador incluido. Este trazado permite determinar que la función g_{22}^{-1} no es diagonalmente dominante debido a que la banda correspondiente incluye al origen. El valor de la ganancia f al tocar las bandas del eje real negativo para el diagrama de g_{22}^{-1} es 1,4984.

Una vez obtenida $Q^{-1}(s) = K^{-1}(s) * G^{-1}(s) * L^{-1}(s)$, donde $G^{-1}(s)$ es la inversa del modelo y la matriz inversa tiene que ser diagonalmente dominante.

Entonces es posible trazar de nuevo las bandas de Gershgoring como se muestra en la Fig. 4. Se observa el carácter diagonalmente dominante de esta matriz, pues ninguna de las bandas incluye al punto origen.

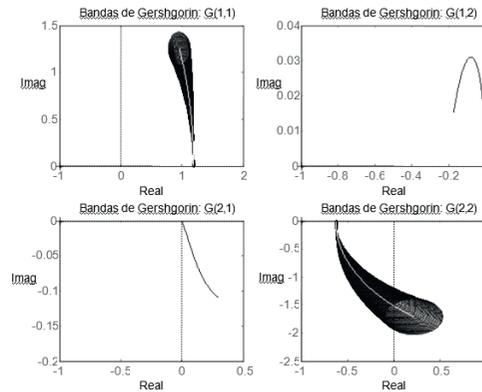


Figura 4. Diagrama de Nyquist y bandas de Gershgoring (sistema compensado).

Una vez que se logra que el sistema sea diagonalmente dominante se puede proyectar los controladores como en el caso multilazo, además se añade la red de compensación, la cual se obtiene combinando K(s) y L(s) en un precompensador único para la aplicación.

Control por Modelo Interno en el Evaporador

El Controlador por Modelo Interno es [5]:

$$G_c^* = \frac{1}{\tilde{G}^-(s)} F(s) \quad , \quad F(s) = \frac{1}{(Ts+1)^n} \quad (6)$$

donde $\tilde{G}^-(s)$ contiene los términos estables del modelo y F(s) es un filtro pasa bajo de primer o segundo orden con ganancia unitaria.

A partir de (6) se obtienen los controladores IMC:

$$G_{c1}^*(s) = \frac{1.05s+1}{0.84(s+1)} \quad , \quad G_{c2}^*(s) = \frac{2.97s+1}{-1.60(s+1)}$$

Control predictivo multivariable en el Evaporador:

Se diseña el MPC para el evaporador, apoyado en el Toolbox MPC del MATLAB. Primeramente se define el modelo, con formato step, luego se establecen los parámetros del controlador predictivo: P =60, M =15, y los pesos Q y R son de [1 1] y [0.5 0.5], respectivamente.

IV. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

A. Resultados de las simulaciones en la Torre de Destilación

En las Figuras 5 y 6 se muestra el comportamiento de las variables controladas ante cambios en la referencia. Se observa cómo para las tres estrategias las salidas siguen los distintos cambios en la referencia y cómo el MPC logra establecerse en un tiempo mucho menor y con una respuesta más efectiva ante la presencia de retardo de tiempo.

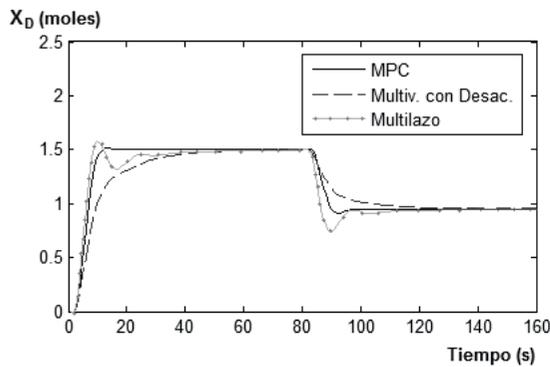


Figura 5. Composición de destilado ante cambios en la referencia.

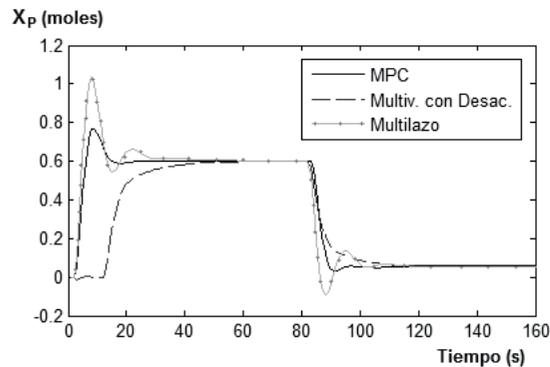


Figura 6. Composición del producto de fondo ante cambios en la referencia.

Se puede observar en las Figs. 7 y 8, las respuestas de las variables controladas ante la presencia de una variación en la perturbación flujo de alimentación F de 0.5 y 1 a los 25 s y 105 s, respectivamente. Se visualiza como el MPC es el más rápido en rechazarla, comprobándose una de las ventajas de este controlador: su característica predictiva ante la presencia de perturbaciones.

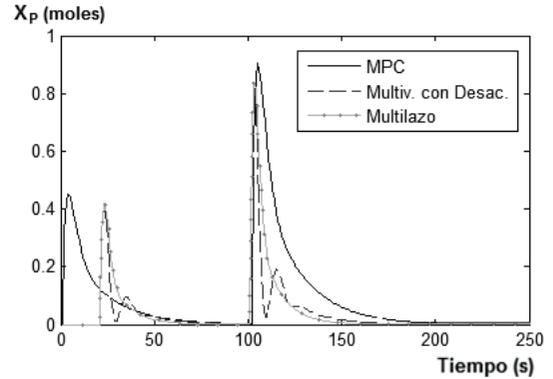


Figura 8. Salida composición del producto de fondo ante cambios en F .

B. Resultados de las simulaciones en el Evaporador

En las Figuras 9 y 10 se muestran el comportamiento de las variables controladas (F_a y X_p) ante cambios en la referencia para las estrategias de control diseñadas. Se realizan dos cambios en

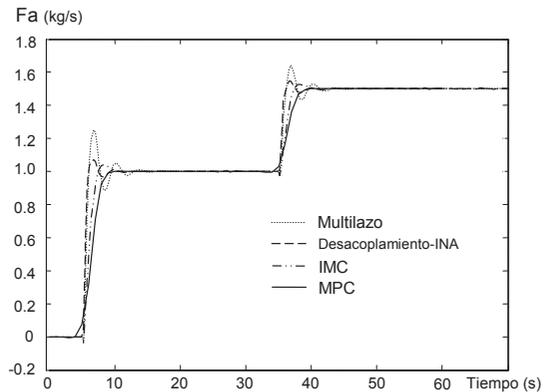


Figura 9. Salida F_a ante cambios en la referencia.

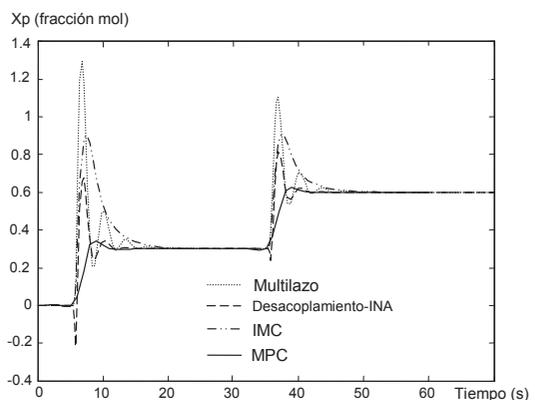


Figura 10. Salida X_p ante cambios en la referencia.

la referencia: a los 5 s y a los 35 s. Se observa cómo las salidas siguen los distintos cambios de referencias establecidos y el MPC es la estrategia de mejor comportamiento.

V. CONCLUSIONES

En este trabajo se ha mostrado los resultados de diferentes estrategias de control en dos procesos multivariables: una Torre de Destilación y un Evaporador. Se llevó a cabo, el diseño y la simulación de cinco estrategias de control: el control multilazo, un control multivariable con desacopladores, ambas con estructuras PI, un control con desacoplamiento a partir de INA, un IMC y un control predictivo, utilizando como herramienta el software Matlab.

Mediante simulaciones se ha analizado estas alternativas para el control multivariable y con ello se demostró las prestaciones que brinda cada una de estas estrategias en sistemas MIMO, para seguir cambios en la referencia y rechazar perturbaciones. En particular, se evidenció la superioridad del controlador predictivo, estableciéndose en menor tiempo y eliminando las oscilaciones en las salidas, así como su efectividad ante la presencia de retardo de tiempo y en rechazo a perturbaciones.

VI. REFERENCIAS

[1] P. Albertos Sala y M. Vallés, “Cuestiones en la Implementación del Control Multivariable: Relevancia de Señales y Priorización”, en *Proc. XXV Jornadas de Automática*, vol. 2, pp. 342-346, 2004.

[2] P. Albertos Sala y P. García, “Robust control design for long time-delay systems”, *Journal of Process Control*, vol. 19, pp. 1640–1648, 2009.

[3] E. Hernández, O. Pinzon y J. L. Díaz, “Comparison of Different Control techniques applied to real time temperature control”, en *Proc. Ninth LACCEI Latin American and Caribbean Conference (LACCEI'2011)*, vol.1, pp. 235-239, 2011.

[4] J. Espinosa, Control lineal de Sistemas Multivariables, Tesis de doctorado, Universidad del Brasil, Brasil. 2003.

[5] C. Smith, A. Corripio, *Principles and Practice of Automatic Process Control*, 2nd Edition, Editorial John Willey and Sons, pp. 321-325, 1997.

[6] P. B. Deshpande, *Multivariable Process Control*. North Carolina: Editorial Instrument Society of America, 1989. [7] M. M. Pérez, Control predictivo con modos deslizantes, Tesis de doctorado, Escuela Superior de Ingenieros Universidad de Sevilla, España, 2004.

[8] A. Santiago, M. I. Verne, “Control Predictivo de Estados Finitos para un Convertidor Bidireccional con Diodos de Enclavamiento”, *Revista Iberoamericana de Automática e Informática Industrial*, vol. 8, pp. 297–308, 2011.

[9] J. Walle, J. Böling, “Multi-variable nonlinear MPC of an ill-conditioned distillation column”, *Journal of Process Control*, vol. 15, pp. 23–29, 2005.

[10] G. Stephanopoulos, *Chemical Process Control An Introduction to Theory and Practice*, New Jersey: Editorial Englewood Cliffs, 1979.

[11] E. Camacho, C. Bordons, Control Predictivo: pasado, presente y futuro. Escuela Superior de Ingenieros, Universidad de Sevilla, España, 2004.