

## SIMULACIÓN DE UNA ESTRUCTURA DE CONTROL MPC EN SISTEMAS CON DOBLE ENTRADA Y DOBLE SALIDA

### Simulation of an MPC control structure in systems with doubles inputs and output

#### RESUMEN

La importancia del comportamiento dinámico de los procesos químicos ha conducido a plantear nuevas estructuras de control que permitan mejorar el desempeño del proceso. En el presente trabajo se empleó una estructura de control DMC (Control de Matriz Dinámica), en un sistema de intercambiador de calor de tubo y coraza con dos variables de entrada y dos variables de salida. Para la sintonización del sistema se utilizó el modelo propuesto por J. Cooper et al. (1998), y se analizó el comportamiento de la planta ante respuestas escalón.

**PALABRAS CLAVES:** Control de matriz dinámica (DMC). Sistema múltiple entrada múltiple salida (MIMO).

#### ABSTRACT

*The importance of the dynamic behavior of chemical processes has driven to the development of new control structures. Those control structures allow improving chemical process. In this paper, a DMC (Control of Dynamic Matrix) control structure was used in a tube-shell heat exchanging configurations system. The system was modeled using two outputs as well as two inputs. The model of J. Cooper et al. (1998), was used for tuning the system. The behavior of the heat exchanging system was analyzed using the step response model.*

**KEYWORDS:** Dynamic Matrix Control (DMC). Multiple input output systems (MIMO).

#### JOSÉ NELSON ROJAS

Ingeniero Químico, M. Sc.  
Universidad Nacional de Colombia  
sede Manizales,  
jnrojasg@unal.edu.co

#### VICTOR M. TREJOS M.

Ingeniero Químico.  
Universidad Nacional de Colombia  
sede Manizales.  
vmtrejosm@gmail.com

#### DIEGO R. GUERRERO G.

Estudiante Ingeniería Química.  
Universidad Nacional de Colombia  
sede Manizales.  
drguerrero@unal.edu.co

#### ANA I. RAMOS MURILLO

Estudiante Ingeniería Química.  
Universidad Nacional de Colombia  
sede Manizales.  
airamosm@unal.edu.co

#### JUAN G. MARÍN GÓMEZ

Estudiante Ingeniería Química.  
Universidad Nacional de Colombia  
sede Manizales.  
jgmaring@unal.edu.co

## 1. INTRODUCCIÓN

En la actualidad la mayoría de unidades de proceso deben trabajar dentro de una región de operación aceptable, limitada tanto por restricciones físicas de la planta como por restricciones impuestas por el proceso mismo. En muchas ocasiones el centro de estas regiones es el punto más adecuado de operación, pero no el óptimo desde el punto de vista económico. El control global de estas unidades se vuelve cada vez más complejo a medida que la cantidad de variables del proceso aumenta [1].

A nivel industrial el control automático de procesos brinda la posibilidad de optimizar con mayor eficiencia la calidad del producto y permite atender preocupaciones del proceso como mayor rapidez de respuesta ante perturbaciones y mayor tolerancia a las no idealidades [2]. El controlador más común utilizado en la industria es el proporcional, integral y derivativo (PID), sin embargo no es el más adecuado en el control de procesos con varias restricciones, puesto que se necesita un tiempo adicional para que el operador reconozca y responda a las perturbaciones de entrada del proceso [1].

El desarrollo de nuevos tipos de controladores multivariables conocidos como modelos de control predictivo (MPC), se vuelven atractivos en la solución de este tipo de problemas con múltiples restricciones. El control dinámico matricial (DMC) busca encontrar el mejor cambio de las variables manipuladas con el fin de obtener el resultado deseado en las variables controladas [3]. Los controladores tipo MPC son una de las aplicaciones comerciales más conocidas hoy día. Se propone como caso de estudio la utilización de un control multivariable que permita controlar múltiples variables del proceso y mejore el desempeño del mismo.

En este trabajo se evalúa una estructura de control DMC para un sistema de intercambiador de calor de tubo y coraza (1-1) en paralelo por el cual fluye vapor a través de la coraza y agua por los tubos. Se observa la respuesta del sistema ante cambios escalón para dos variables de entrada y dos variables de salida, mostrando ventajas y desventajas del control con el modelo DMC.

## 2. MODELO DE CONTROL PREDICTIVO

Fecha de Recepción: 8 de Septiembre de 2008

Fecha de Aceptación: 20 de Diciembre de 2008.

El modelo de control predictivo (MPC) utiliza un modelo de proceso (lineal o no lineal) para calcular los mejores cambios en las variables manipuladas que logren un resultado específico deseado. Las variables de salida son medidas constantemente para implementar un método de optimización que calcule los cambios en las variables manipuladas en un espacio de tiempo futuro [3].

## 2.1. Estructura de control predictivo

La comprensión de la estructura DMC hace necesario conocer el planteamiento matemático y la estrategia de solución del modelo. A continuación se muestra la conceptualización de la estructura de control predictiva DMC.

### 2.1.1. Parámetros de ajuste del DMC MIMO

**a. Tiempo de Muestreo ( $T$ ).** No es propiamente un parámetro de ajuste [4]. Eventualmente puede ser especificado con libertad. Una pauta utilizada a menudo para su escogencia es:

$$\left\{ \begin{array}{l} T_{rs} = \max(0.1\tau_{rs}, 0.5\theta_{rs}) \\ T = \min(T_{rs}) \end{array} \right\} \quad (1)$$

$(r=1, 2, \dots, R; s=1, 2, \dots, S)$

En donde  $T_{rs}$  indica el tiempo de muestreo individual de cada subproceso,  $\tau_{rs}$  es la constante de tiempo de cada subproceso,  $\theta_{rs}$  es el tiempo muerto efectivo de un subproceso,  $T$  es el tiempo de muestreo escogido para el proceso,  $r$  es el índice de la variable de proceso,  $s$  es el índice de la variable manipulada,  $R$  es número de variables de proceso y  $S$  es el número de variables manipuladas.

**b. Tiempo de asentamiento ( $N$ ).** Es el tiempo que tarda la respuesta en llegar a los valores límites preestablecidos del valor final y permanecer dentro de ellos. Los valores comúnmente encontrados en la literatura son:  $\pm 5\%$  ó  $\pm 3\%$  [8].

**c. Horizonte de predicción ( $P$ ).** Representa el número de muestras en el futuro sobre las cuales el DMC computa el perfil predicho de la variable de proceso para minimizar el error predicho. El horizonte de predicción  $P$ , y el tiempo de asentamiento  $N$ , pueden ser calculados de la siguiente manera [4]:

$$P = N = \max\left(\frac{5\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \quad (2)$$

$(r=1, 2, \dots, R; s=1, 2, \dots, S)$

En donde  $k_{rs}$  es el tiempo muerto discreto de un subproceso.

**d. Horizonte de control ( $M$ ).** Representa al número de movimientos de la variable manipulada que el DMC computa durante el tiempo de muestreo con el fin de eliminar el error actual. Para seleccionar el valor del horizonte de control en la literatura se sugieren diferentes criterios [4]. El horizonte de control  $M$ , puede ser calculado de la siguiente manera:

$$M = \max\left(\frac{\tau_{rs}}{T} + k_{rs}\right) \quad (3)$$

$(r=1, 2, \dots, R; s=1, 2, \dots, S)$

**e. Factor que penaliza la variable controlada ( $\gamma_r^2$ ).** Es un parámetro ajustable usado para escalar. Al momento de incrementar el peso de una variable controlada manteniendo los demás constantes, el punto de ajuste recoge la respuesta de la correspondiente variable del proceso en un tiempo más rápido [4].

**f. Coeficientes de supresión de movimiento ( $\lambda_s^2$ ).** Este parámetro realiza una acción de control fuerte de supresión y de condicionamiento de la matriz del sistema previo al cambio [4]. El factor de supresión de movimiento ( $\lambda_s^2$ ) es calculado de la siguiente manera:

$$\lambda_s^2 = \frac{M}{500} \sum_{r=1}^R \left[ \gamma_r^2 K_{rs}^2 \left( P - k_{rs} - \frac{3\tau_{rs}}{2T} + 2 - \frac{M-1}{2} \right) \right] \quad (4)$$

$(r=1, 2, \dots, R; s=1, 2, \dots, S)$

En donde  $K_{rs}$  es la ganancia de un subproceso.

### 2.1.2. Ley de control DMC

Como se ha dicho, el DMC utiliza un modelo de respuesta escalón de la planta, para predecir cómo será el comportamiento de las variables controladas [5]. El modelo utilizado por el DMC para calcular las acciones de control presentes y futuras, se basa en un problema de optimización que busca la minimización de la siguiente función objetivo [6], [7]:

$$J = \sum_{i=1}^P [x^{sp} - x_{cl,i}]^2 + \gamma^2 \sum_{k=1}^M [\Delta \bar{u}_k]^2 \quad (5)$$

En donde  $x^{sp}$  es el punto de ajuste,  $x_{cl,i}$  es el valor del  $i$ -ésimo escalón en el futuro,  $\Delta \bar{u}_k$  es el vector de los movimientos computados para todas las  $S$  variables manipuladas y  $k_i$  son contadores de las sumatorias. La solución desarrollada para la ecuación (5), es la ley de control DMC de sistemas MIMO dada por:

$$\Delta \bar{u} = [A^T \Gamma \Gamma^T A + \Lambda \Lambda^T]^{-1} A^T \Gamma \Gamma^T \bar{e} \quad (6)$$

En donde  $\Delta \bar{u}$  es el vector de los movimientos computados para todas las  $S$  variables manipuladas,  $A^T \Gamma \Gamma^T A + \Lambda \Lambda^T$  es la matriz del sistema global en el lazo

de control DMC MIMO,  $A^T$  es la transpuesta de la matriz dinámica multivariable,  $\Gamma^T$  es la matriz diagonal de los pesos de la variable controlada,  $\bar{e}$  es el vector de errores predichos para todas las  $R$  variables de proceso. La matriz dinámica multivariable  $A$ , en la ecuación (6) es:

$$A = \begin{pmatrix} A_{11} & A_{12} & \dots & A_{1S} \\ A_{21} & A_{22} & \dots & A_{2S} \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & A_{rs} & \cdot \\ A_{r1} & A_{r2} & \dots & A_{rS} \\ A_{R1} & A_{R2} & \dots & A_{RS} \end{pmatrix}_{PR \times MS} \quad (7)$$

En donde  $A_{rs}$  es la matriz dinámica para la  $r$ -ésima variable de proceso y la  $s$ -ésima variable manipulada. La dimensión de la matriz dinámica multivariable es  $(PR \times MS)$  donde  $(PR)$  es el valor del horizonte de predicción por número de variables de proceso y  $(MS)$  es el valor del horizonte de control por número de variables manipuladas.

Cada,  $A_{rs}$ , tiene dimensiones  $(PR \times MS)$  ya que ésta se forma con los  $a_{rs,i}$  de todos los subprocesos que conforman el sistema MIMO, relacionando la  $r$ -ésima variable de proceso con la  $s$ -ésima variable manipulada. De donde  $a_{rs,i}$  es el coeficiente de la  $i$ -ésima respuesta escalón unitario, representando la dinámica entre la  $r$ -ésima variable de proceso y la  $s$ -ésima variable manipulada.

La matriz diagonal  $(\Gamma^T)$  de los pesos de la variable controlada, sería:

$$\Gamma^T = \begin{pmatrix} \gamma_r^2 I_{P \times P} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \gamma_r^2 I_{P \times P} & \dots & 0 \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \gamma_r^2 I_{P \times P} \end{pmatrix}_{PR \times PR} \quad (8)$$

En donde  $I$  es la matriz identidad,  $(PR \times PR)$  es la dimensión de la matriz  $\Gamma^T$ ,  $(PR)$  es el valor del horizonte de predicción por número de variables de proceso. De las ecuaciones (7) y (8), se obtiene la ecuación (9) que es la matriz del sistema  $(AA^T \Gamma^T)$  en el lazo de control DMC.

$$AA^T \Gamma^T = \begin{pmatrix} B_{11} & B_{12} & \dots & B_{1S} \\ B_{21} & B_{22} & \dots & B_{2S} \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & B_{VW} & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ B_{S1} & B_{S2} & \dots & B_{SS} \end{pmatrix}_{MS \times MS} \quad (9)$$

Donde  $B$  es la matriz que ocupa un bloque dentro de la matriz del sistema global;  $B_{VW}$  es la matriz que ocupa un bloque cualquiera dentro de la matriz del sistema;  $MS \times MS$  es la dimensión de la matriz  $AA^T \Gamma^T$ , siendo  $MS$  el valor del horizonte de control por número de variables manipuladas. La dimensión de  $B_{VW}$  es  $MM$ . La matriz diagonal de los coeficientes de supresión de movimiento  $\Lambda \Lambda^T$ , sería:

$$\Lambda \Lambda^T = \begin{pmatrix} \lambda_1^2 I_{M \times M} & 0 & \dots & 0 \\ 0 & \lambda_2^2 I_{M \times M} & \dots & 0 \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \lambda_s^2 I_{M \times M} \end{pmatrix}_{MS \times MS} \quad (10)$$

La dimensión de la matriz  $\Lambda \Lambda^T$  es  $MS \times MS$ , siendo  $MS$  el valor del horizonte de control por número de variables manipuladas. De la suma de las ecuaciones (9) y (10) se obtiene la matriz del sistema global en el lazo de control DMC MIMO  $(AA^T \Gamma^T + \Lambda \Lambda^T)$  cuya dimensión es  $MS \times MS$ :

$$AA^T \Gamma^T + \Lambda \Lambda^T = \begin{pmatrix} D_{11} & B_{12} & \dots & B_{1S} \\ B_{21} & B_{22} & \dots & B_{2S} \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ \cdot & \cdot & \dots & \cdot \\ B_{S1} & B_{S2} & \dots & D_{SS} \end{pmatrix}_{MS \times MS} \quad (11)$$

En donde  $D_{SS} = B_{SS} + \lambda_s^2 I, (s = 1, 2, \dots, S)$ .

### 2.1.3 Determinación de los parámetros del proceso

Existen varios métodos para determinar los parámetros que representan la personalidad del proceso, entre los cuales se encuentran: respuesta a la frecuencia, prueba al pulso, métodos paramétricos y curva de reacción.

En el presente trabajo se utilizó el método propuesto por Smith, C. Corripio, A. [8] para obtener los parámetros de la planta utilizando la curva de reacción. La curva de reacción del proceso es una gráfica de la respuesta de la señal de salida del transmisor  $c(t)$  contra el tiempo.

## 3. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

### 3.1. Diagrama de caja negra del proceso

En la Figura 1 se presentan las variables a controlar y las variables a perturbar en el DMC implementado para el proceso, así como las perturbaciones y las variables que no son medibles.

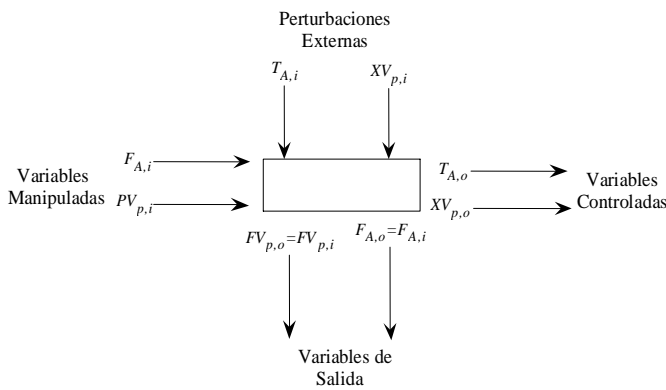


Figura 1. Diagrama de caja negra del intercambiador de calor.

Se analizó el comportamiento de dos variables de salida cuando se perturban dos variables de entrada del proceso, tal como se muestra en la Figura 1. Las variables de salida controladas son: temperatura de salida del fluido de servicio (agua), ( $T_{A,o}$ ) y calidad del propanol, ( $X_{V_{p,o}}$ ). Las dos variables de entrada que se someten a perturbación escalón son: el flujo de agua de entrada, ( $F_{A,i}$ ) y la presión de vapor de entrada del propanol, ( $P_{V_{p,i}}$ ). Las perturbaciones externas son: temperatura de entrada del agua, ( $T_{A,i}$ ) y calidad de entrada del vapor de propanol, ( $X_{V_{p,i}}$ ). Las variables de salida son: flujo de salida vapor de propanol, ( $F_{V_{p,o}}$ ) y flujo de agua de salida, ( $F_{A,o}$ ). El modelo es un intercambiador de calor de tubo y coraza (1-1) en paralelo. Para el cual fluye vapor de propanol a través de la coraza y fluido de servicio (agua) por los tubos.

**3.2. Modelo matemático**

Para solucionar el modelo del intercambiador de calor se discretizó la ecuación diferencial resultante del balance de energía teniendo en cuenta que los balances de materia son triviales. Realizando el balance de energía en un elemento diferencial de volumen en los tubos, y reordenado la ecuación de forma que se pueda discretizar se tiene que:

$$\frac{\partial T}{\partial t} = \frac{4F}{\rho\pi D_t^2} \left( \frac{\partial T}{\partial z} \right) + \frac{4UD_{et}\Delta T}{\rho D_t^2 C_p} \quad (15)$$

Realizando el balance de energía en un elemento diferencial de volumen en la coraza y ordenando la ecuación se tiene que:

$$\frac{\partial x}{\partial t} = \frac{-4F}{\rho\pi(D_{ic}^2 - N_t D_{et}^2)} \left( \frac{\partial x}{\partial z} \right) - \frac{4UD_{et}\Delta T}{\lambda_v \rho (D_{ic}^2 - N_t D_{et}^2)} \quad (16)$$

De acuerdo con las ecuaciones (15) y (16) se propone un modelo que describe el comportamiento de las variables temperatura ( $T$ ) y calidad ( $x$ ) en los tubos y la coraza

función del tiempo. La solución de estas dos ecuaciones diferenciales esta sujeta a las siguientes especificaciones:

- Fluido caliente: Propanol como vapor saturado con variación en la calidad.
- Fluido frío: Agua con propiedades constantes con la temperatura.
- Área de transferencia de calor constante.
- Coeficiente de transferencia de calor constante en todo el intercambiador.
- No hay reacción química o difusión provocada por transferencia de masa.
- No hay pérdidas de calor hacia los alrededores.

**3.3. Identificación de la planta**

Con el fin de caracterizar la planta y encontrar los parámetros óptimos de la misma se trazaron las curvas de reacción del proceso operando dicha planta a lazo abierto y sometiénola a cambios escalón. Con este procedimiento es posible obtener un modelo de primer orden más tiempo muerto.

En la Tabla 1 se presentan los parámetros empleados para la sintonización de la planta utilizando el control de matriz dinámica (DMC).

Funciones de transferencia	$\tau_{rs}$	$t_{drs}$	$K_{rs}$
1	3.4005	0.998	-180.66
2	2.2670	1.018	-1.0290
3	6.2212	1.055	1.3158
4	1.3335	1.044	-1.109

Tabla 1. Parámetros de la planta utilizados para la sintonización del DMC.

Las funciones de transferencia de la planta son:

- Función de transferencia N°1. Variación de la temperatura de salida del agua por cambios en el flujo de entrada de agua con respecto al tiempo.
- Función de transferencia N°2. Variación de la calidad de propanol por cambios en el flujo de entrada de agua con respecto al tiempo.
- Función de transferencia N°3. Variación de la temperatura de salida del agua por cambios en la presión de vapor de entrada del propanol con respecto al tiempo.
- Función de transferencia N°4. Variación de la calidad de propanol por cambios en la presión de vapor de entrada del propanol con respecto al tiempo.

**3.4. Sintonización de la planta**

**a. Estrategia de sintonización del DMC.**

Para la sintonización de la planta se utilizó el procedimiento propuesto por Shridhar y Cooper [4].

**b. Implementación del DMC**

- Identificación de los parámetros de la planta ( $K_{rs}$ ,  $k_{rs}$ ,  $\tau_{rs}$ ) para cada una de las funciones de transferencia del intercambiador de calor, por medio del método de la curva de reacción presentado en la sección 2.1.3.
- Cálculo de los parámetros de sintonización del controlador ( $P$ ,  $M$ ,  $\lambda_s^2$ ,  $\gamma_r^2$ ) tal como se explica en la sección 2.1.1.
- Selección del setpoint (punto de ajuste) para la temperatura del agua y para la calidad del propanol.
- Obtención de los coeficientes de la respuesta escalón y determinación del tiempo de asentamiento  $N$ .
- Generación de la matriz de predicción dinámica  $A$ , de tamaño ( $PR \times MS$ ), tal como se explica en la sección 2.1.2.
- Introducción en la matriz dinámica del factor que penaliza las desviaciones de la variable controlada y del factor de supresión de movimiento que penaliza los movimientos de la variable manipulada.
- Estado inicial de las variables manipuladas de la planta.
- Cálculo del vector  $x_{cl,i}$  que contiene las respuestas del sistema ante las señales de control pasadas, presentes y futuras.
- Cálculo del vector de errores que consiste en la diferencia entre el setpoint y el vector  $x_{cl,i}$  actualizado con el valor de la variable de control en el presente.
- Cálculo de las variables manipuladas, corrección de las señales de control y actualización de los datos de la matriz  $x_{cl,i}$ .
- Retroalimentación de la señal de control aplicada y regreso al cálculo del vector de errores.

**3.5. Comportamiento de la planta utilizando DMC**

Con el fin de probar la funcionalidad del control de matriz dinámica implementado para un sistema MIMO, se observó el comportamiento del sistema cuando se somete a varios cambios en el setpoint.

Se presentan las señales de control que debió implementar el sistema de control para que las variables manipuladas alcancen en poco tiempo los valores requeridos. En la Tabla 2 se presentan los parámetros de sintonización obtenidos para la planta a partir de las ecuaciones del modelo de matriz dinámica (DMC).

Parámetros de sintonización	Valor
Tiempo de asentamiento	40
Horizonte de predicción	38
Horizonte de control	13
$(\gamma_r^2)$	1

$(\lambda_s^2)$	$(2.0793 \times 10^4)$
-----------------	------------------------

Tabla 2. Parámetros de sintonización de la planta

En principio se fijaron dos puntos de referencia para las variables controladas: temperatura de salida del agua,  $T_{A,o} = 310$  K y calidad del propanol,  $XV_{p,o} = 0.2$ , alcanzado por el control de matriz dinámica mediante el ajuste de las variables manipuladas. Posteriormente se cambió el punto de referencia o setpoint para la variable controlada calidad del propanol desde  $XV_{p,o} = 0.2$  hasta  $XV_{p,o} = 0.5$  y posteriormente después de transcurridos 70 segundos se cambió el setpoint de  $XV_{p,o} = 0.5$  hasta  $XV_{p,o} = 0.7$ , donde finalmente se dejó estabilizar el sistema. Los resultados son mostrados en la Figura 2.

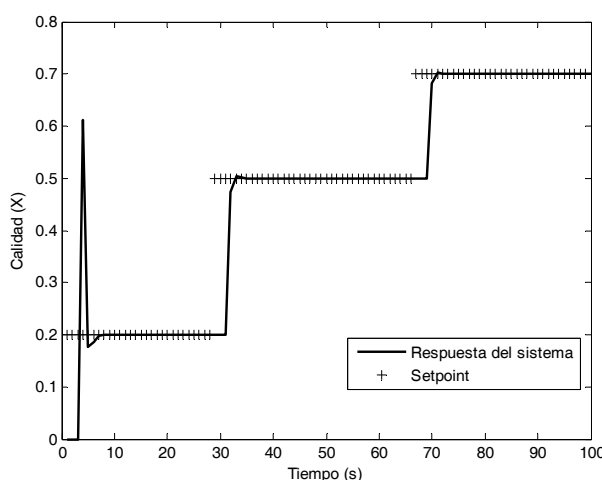


Figura 2. Cambio del setpoint para la calidad del propanol sin variar el setpoint de la temperatura de salida del agua.

En las Figuras 3 y 4 se fijaron dos puntos de referencia para las variables controladas: temperatura de salida del agua,  $T_{A,o} = 300$  K y calidad del propanol,  $XV_{p,o} = 0.2$ , ambas se variaron con el fin de observar como cambiaba la respuesta de cada una de las variables de control a medida que se perturbaba la otra.

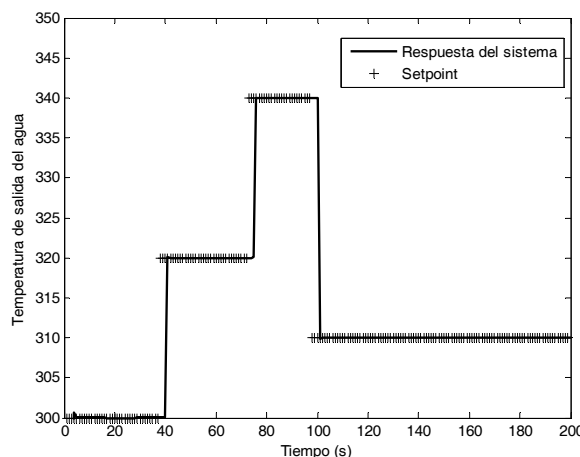


Figura 3. Cambio del setpoint para la temperatura de salida del agua, en grados kelvin (K), variando el setpoint de la calidad.

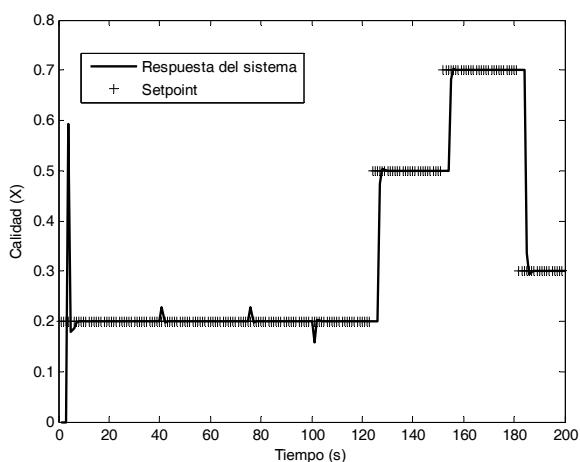


Figura 4. Cambio del setpoint para la calidad del propanol variando el setpoint de la temperatura de salida del agua.

De las Figuras 3 y 4 se puede observar que los valores obtenidos de la curva de reacción y los parámetros de sintonización calculados para la planta, realizan un control adecuado de las variables de salida controladas.

#### 4. CONCLUSIONES

En este trabajo se determinaron los parámetros característicos que describen el comportamiento de una planta: constante de tiempo ( $\tau_{rs}$ ), tiempo muerto ( $t_d$ ) y ganancia ( $K$ ). Se establecieron los parámetros de sintonía: tiempo de muestreo ( $T$ ), horizonte de predicción ( $P$ ), horizonte de control ( $M$ ), factor que penaliza la variable controlada ( $\gamma^2_r$ ), coeficiente de supresión de movimiento ( $\lambda^2_s$ ), tiempo de asentamiento ( $N$ ), de acuerdo con las expresiones propuestas por J. Cooper et al. [4], que mostraran el mejor desempeño del controlador DMC. Se controlaron dos variables de salida (temperatura de salida del agua de servicio y calidad del propanol) de un intercambiador de calor de tubo y coraza utilizando un sistema de control de matriz dinámica DMC. La simulación del proceso se realizó utilizando el paquete de software Matlab R2006a.

#### Agradecimientos

Al estudiante de décimo semestre en ingeniería química Andrés López por su colaboración y sugerencias en la elaboración de los programas.

#### Nomenclatura

$\rho$  : Densidad  $\langle \text{kg m}^{-3} \rangle$ .  
 $\Delta z$  : Diferencial de longitud  $\langle \text{m} \rangle$ .  
 $U$  : Coef. global de transferencia de calor  $\langle \text{kJ h}^{-1} \text{m}^{-2} \text{K}^{-1} \rangle$ .

$C_p$  : Capacidad calorífica  $\langle \text{kJ kg}^{-1} \text{K}^{-1} \rangle$ .  
 $F$  : Flujo  $\langle \text{kg h}^{-1} \rangle$ .  
 $D_{it}$  : Diámetro interno de los tubos  $\langle \text{m} \rangle$ .  
 $D_{et}$  : Diámetro externo de los tubos  $\langle \text{m} \rangle$ .  
 $D_{ic}$  : Diámetro interno de la coraza  $\langle \text{m} \rangle$ .  
 $\lambda_v$  : Calor latente de vaporización  $\langle \text{kJ kg}^{-1} \rangle$ .  
 $x$  : Calidad.  
 $N_i$  : Número de tubos.  
 $T$  : Temperatura  $\langle \text{K} \rangle$ .  
 $t$  : Tiempo  $\langle \text{h} \rangle$ .

#### 5. BIBLIOGRAFÍA

- [1] J. A. Sánchez, "Control Avanzado de Procesos: Teoría y Práctica". Ediciones Díaz Santos S.A. España, 2003.
- [2] S. M. Mejía. "Control Dinámico Matricial Fundamentación y estrategias de implementación". Ingeniería y Desarrollo. Universidad del Norte. 3-4: 85-92, 1998.
- [3] M. Luyben, M. Luyben, W. "Essentials of Process Control". McGraw-Hill. Chemical Engineering Series. Editorial Advisory Board, 1997.
- [4] R. Shridhar, D. Cooper D. "A Tuning Strategy for Unconstrained Multivariable Model Predictive Control". Ind. Eng. Chem. Res. 1998, 37, 4003-4016.
- [5] Lundstrom, P. Lee, J. Morari, M. Skogestad. "Limitations of Dynamic Matrix Control". Computers chem. eng. vol 19. N°4, p.p.409-421. 1995.
- [6] W. Luyben. "Process Modeling, Simulation and Control for Chemical Engineers". McGraw Hill Chemical Engineering Series. 1990. M.
- [7] L. Ozkan, M. Camurdan. "Model Predictive Control of a nonlinear unstable process". Computer em. Engng vol. 22, Suppl., pp. S883-S886", 1998.
- [8] C. Smith, C. Corripio. "Control Automático de Procesos. Teoría y Práctica". Noriega Editores. Editorial Limusa. 1991.