



## Automatización, Robótica y Sistemas Computacionales

### Compensación del retardo de tiempo en plantas multivariables estables y de fase no mínima

#### *Time delay compensation in stable and non-minimal phase multivariable processes*

Ernesto Estremera Toledo<sup>1</sup>, Irina Bausa Ortiz<sup>2</sup>, Ania Lussón Cervantes<sup>3</sup>

1-Ernesto Estremera Toledo. Universidad de Oriente, Cuba. [estremera@uo.edu.cu](mailto:estremera@uo.edu.cu)

2- Irina Bausa Ortiz. Universidad de Oriente, Cuba. [ibausa@uo.edu.cu](mailto:ibausa@uo.edu.cu)

3-Ania Lussón Cervantes. Universidad Federal Rural de Pernambuco, Brasil.  
[ania.lusson@ufrpe.br](mailto:ania.lusson@ufrpe.br)

#### **Resumen:**

En este trabajo se presenta la compensación del retardo de tiempo para procesos multivariables estables y de fase no mínima a través del diseño del Predictor de Smith Filtrado, el Control Predictivo Basado en Modelo y el controlador PI clásico. Se evalúan los índices de desempeño y las especificaciones de la respuesta temporal para cada estrategia. Se analizan dos casos de estudio, donde se muestra mediante simulación con el Matlab®, el comportamiento de cada estrategia ante seguimiento de referencias y el rechazo a perturbaciones.

**Palabras claves:** Control Predictivo; Compensación de Retardo; Control Multivariable; Sistema de Fase No Mínima; Retardo de Tiempo.

#### **Abstract:**

In this paper we present time delay compensation in stable and non-minimal phase multivariable processes through the design of Filtered Smith Predictor, Predictive Control and PI controller. The performance indices and the specifications of the temporal response for each strategy are evaluated. Two case studies are analyzed, where the behavior of each strategy is shown by means of a simulation with the Matlab®, with reference tracking and the rejection of disturbances.



**Keywords:** *Predictive Control; Delay Compensation; Multivariable Control; Non-Minimum Phase Systems; Time Delay.*

## 1. Introducción

Muchos procesos están caracterizados por la presencia de retardos de tiempo; estos pueden aparecer en las distintas entradas del proceso, así como en la medición de variables, pero también pueden aparecer en la interconexión de variables internas. La aparición de este elemento dificulta de forma significativa el diseño de sistemas de control efectivos, debido a lo cual, este tipo de sistemas es de gran interés para ingenieros e investigadores del tema.

El retardo básicamente se puede definir como el tiempo que transcurre desde el instante en que se produce un cambio en la variable de entrada del proceso hasta el instante en que el efecto de dicha variación comienza a observarse en su variable de salida. Este puede estar presente de manera intrínseca, o bien introducirse en el sistema de control por el propio diseño del mismo. En realidad, no existe ningún sistema dinámico real que esté completamente libre de este problema.

El comportamiento de un sistema de control es muy sensible a la existencia de retardos, más incluso que a otros parámetros del modelo. La presencia de ellos implica la introducción de fase negativa en los sistemas de control, originando una disminución en los márgenes de fase y de ganancia, ocasionando en algunos casos que sistemas que sin el retardo son estables, con la presencia de estos se hagan inestables (Normey Rico & Camacho, Predicción para control: Una panorámica del control de procesos con retardos, 2006).

Generalmente, muchos problemas en el control de procesos se han tratado a través de sistemas de Simple Entrada-Simple Salida (SISO) o monovariantes, donde una variable manipulada se utiliza para controlar una variable que está siendo medida. Sin embargo, gran parte de los sistemas presentes en cualquier industria tienen varias variables manipuladas y varias variables controladas, estos sistemas son conocidos como de Múltiples Entradas-Múltiples Salidas (MIMO). En estos existe una interacción entre sus variables, de tal forma que una variable de entrada afecta a varias variables de salida. La presencia de estas interacciones puede traer efectos negativos y si a esto se añade la presencia de retardos de tiempo, se complica el diseño del sistema de control, el cual debe



tener como característica esencial ser estable y robusto frente a perturbaciones y errores de modelado.

Un factor muy importante en el tratamiento de plantas con retardo de tiempo, lo es la adecuada selección de la estrategia de control a utilizar. El Predictor de Smith (SP) fue el primer sistema de control propuesto que incluye un compensador de retardo y su principal limitación es que no se puede usar para plantas inestables e integradoras y no puede acelerar la respuesta al rechazo de perturbaciones más que el lazo abierto (García, 2007).

En 1997 se introduce en la literatura el SP Filtrado (FSP) como una solución sencilla para mejorar la robustez del SP ante errores de modelado para procesos estables, donde se incluye un filtro de predicción para atenuar las oscilaciones en la salida de la planta, especialmente en las frecuencias donde las incertidumbres en el error son importantes. Esta misma estructura puede ser aplicada para procesos inestables o con un modo integrador considerando una correcta sintonía del controlador primario y del filtro de predicción (Normey Rico & Camacho, Control of Dead-time Processes, 2007).

El Control Predictivo basado en Modelo (MPC) es una de las técnicas de control moderno más potentes y quizás la que ha tenido más éxito en aplicaciones industriales (Rajasekaran & Kannadasan, 2013) (Serna, Yahyaoui, Normey Rico, de Prada, & Tadeo, 2017) (Mendes, Maestre, Rico, & Bordóns, 2017). Algunas razones para ello son: puede ser aplicada en sistemas multivariables, las acciones de control por pre alimentación pueden ser incluidas en el algoritmo de forma directa, las restricciones en las variables de entrada y salida de la planta pueden ser consideradas en tiempo real en el controlador y, además, por la propia definición del algoritmo, puede ser usado para controlar procesos con retardo.

Todo lo anteriormente planteado demuestra que la presencia de retardo de tiempo e interacciones en un sistema por sí solas hacen difícil obtener el control deseado en el mismo y mucho más complicado resulta si estas características se unen en un mismo sistema. El objetivo de este trabajo es evaluar el desempeño de las estrategias de control avanzado: FSP y MPC y del controlador PI clásico para sistemas MIMO estables y de fase no mínima con retardo de tiempo, para seguir cambios en la referencia y para el rechazo a las perturbaciones. Haciendo uso del Matlab® se realizan las simulaciones de



las estrategias implementadas y luego se evalúan teniendo en cuenta los índices de desempeño y las especificaciones de la respuesta temporal.

## **2. Metodología**

La presencia del retardo en los lazos de control tiene dos importantes consecuencias: se complica el análisis y la estabilización de estos sistemas y es muy difícil obtener un control que logre el desempeño deseado. Los procesos con tiempos muertos significativos son difíciles de controlar usando los controladores realimentados convencionales debido a que el efecto de la acción de control tarda cierto tiempo en influir sobre la variable controlada, y la acción de control, que es aplicada basada en el error actual, trata de corregir una situación originada cierto tiempo antes. Además el efecto de las perturbaciones no se observa hasta que ha pasado un cierto intervalo de tiempo.

Existen dos tendencias que se han desarrollado para el análisis y diseño de sistemas lineales con retardos. La primera es la reutilización de los esquemas de control clásicos como realimentación estática de estados o salidas, control PID o control en modo deslizante, aproximaciones de Padé, entre otros (Özbay, Bonnet, & Fioravanti, 2012) (Oliveira, Cossi, Teixeira, & Silva, 2009). La segunda tendencia son los esquemas de control con compensación del retardo como el SP y la técnica de Asignación Finita del Espectro. En esta se proponen arquitecturas de control cuyo objetivo es eliminar el retardo de la ecuación característica en lazo cerrado.

El Predictor de Smith fue el primer algoritmo de control para compensación de retardos (Smith, 1957), cuyo objetivo es realimentar el modelo del proceso libre de retardo usando una estructura denominada predictor. Es bueno destacar que es una estructura de control predictiva, con un horizonte de predicción igual al retardo del sistema considerado, pero en la actualidad se considera un Compensador de Tiempo Muerto (DTC).

Sin embargo, dicho predictor no se puede usar en plantas inestables ni integradoras y no puede acelerar la respuesta al rechazo de perturbaciones más que el lazo abierto. Además, es muy sensible a errores de modelado. Sólo si se conoce el modelo y su retardo de manera exacta, el compensador de Smith será útil y preciso. Para superar las limitaciones del Predictor de Smith original, existen varias modificaciones del mismo (Alcántara, Herrera, & Vilanova, 2009) (De La Cruz & Camacho, 2015), en este trabajo se analiza el Predictor de Smith Filtrado.



### 2.1.- Predictor de Smith Filtrado

El Predictor de Smith Filtrado constituye uno de los DTCs más utilizados en la actualidad (Alcántara, Araújo, & Santos, 2014) (Giraldo, Flesch, & Normey Rico, 2016) (Rodríguez, Normey-Rico, Guzmán, & Berenguel, 2016) (Santos, Torrico, & Normey-Rico, 2016), debido fundamentalmente a que puede ser utilizado en todo tipo de plantas con buen desempeño. El análisis de estabilidad robusta de esta estructura para el caso de incertidumbres y retardo variable se presenta en (Normey Rico, García, & Gonzales, Robust stability analysis of filtered Smith predictor for time-varying delay processes, 2013). En la figura 1 se muestra la estructura del FSP donde  $P(s)$  es el proceso real,  $G_c(s)$  el controlador,  $G_m(s)$  el modelo libre de retardo,  $e^{-L_m s}$  el modelo del retardo y  $F_r(s)$  el filtro pasa bajo (Normey Rico & Camacho, Control of Dead-time Processes, 2007).

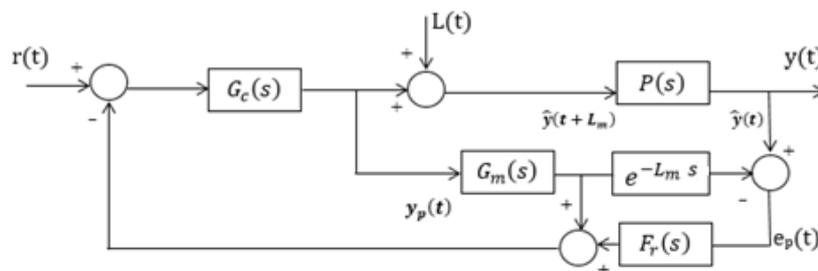


Figura 1. Estructura del FSP.

El filtro de predicción está dado por:

$$F_r(s) = \frac{1}{1 + sT_f} = \frac{1}{1 + s\alpha L_m}, \quad \alpha > 0 \quad (1)$$

donde el parámetro  $\alpha$  puede ser ajustado para obtener la robustez y el comportamiento deseado. Cuando se considera la frecuencia de las oscilaciones de la salida, un simple ajuste puede ser obtenido del filtro de primer orden. Utilizando la frecuencia de corte del filtro como 1/3 de la frecuencia de estas oscilaciones,  $T_f$  puede ser tomado como  $T_f = L_m/2$  ( $\alpha=0.5$ ). Esta opción brinda una buena solución para una incertidumbre en el error de un 30%. En el caso de procesos estables  $G_c(s)$  es un controlador PI con:

$$T_i = T \quad (2)$$

$$K_c = 1/K_p \quad (3)$$

### 2.2.- Controladores Predictivos



El MPC se define como una estrategia de control que se basa en la utilización de forma explícita de un modelo matemático interno del proceso a regular, el cual se utiliza para predecir la evolución de las variables a controlar a lo largo de un horizonte temporal de predicción especificado por el operador, de este modo se pueden calcular las variables manipuladas futuras para lograr que en dicho horizonte, las variables controladas converjan a sus respectivos valores de referencia (Normey-Rico, Flesch, & Santos, 2014). El control predictivo se puede considerar una técnica madura para sistemas lineales y no muy rápidos como los encontrados normalmente en la industria de procesos (Lima, Normey-Rico, & Santos, 2016), aunque en los últimos años se han desarrollado con éxito aplicaciones a sistemas rápidos, como los del campo de la robótica.

La técnica del Control Predictivo basado en modelo se representa en la figura 4. Se supone que se parte del instante  $k$  y haciendo uso del modelo del proceso se predicen las futuras salidas para un determinado horizonte  $P$ , llamado horizonte de predicción. Estas salidas predichas dependen de los valores conocidos hasta el instante  $k$  (entradas y salidas pasadas) y de las señales de control futuras. Dicho horizonte  $P$  comienza en el instante  $k + 1$  y finaliza en el instante  $k + P$ . El horizonte de control  $M$  es el intervalo para el cual la acción de control será calculada. El conjunto de señales de control futuras se calcula optimizando un determinado criterio en el que se pretende mantener el proceso lo más próximo posible a la trayectoria de referencia. Este criterio suele tomar la forma de una función cuadrática de los errores entre la señal de salida predicha y la trayectoria de referencia.

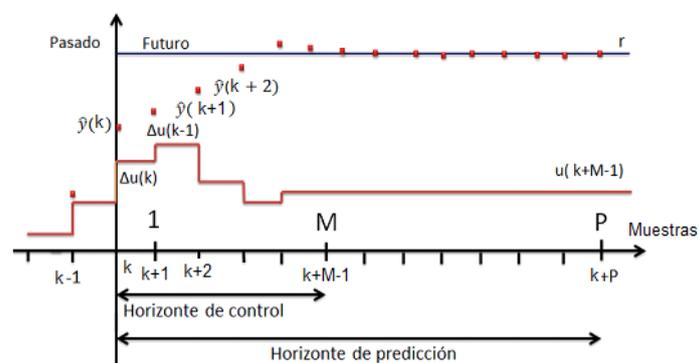


Figura 2. Metodología del MPC.

Los diversos algoritmos MPC proponen distintas funciones de costo (FC) para obtener la ley de control. La finalidad general es que la salida futura ( $y$ ) en el horizonte considerado debe seguir una determinada señal de referencia ( $r$ ) y al mismo tiempo, el esfuerzo de



control ( $\Delta u$ ) necesario para hacerlo debe ser penalizado. La FC más utilizada en la literatura es la cuadrática que se presenta a continuación:

$$FC[y(k), u(k)] = \sum_{i=1}^P Q_i (r(k+i) - \hat{y}(k+i|k))^2 + \sum_{i=1}^M R_i [\Delta u(k+i-1)]^2 + \sum_{i=1}^P W_i [\Delta \hat{y}(k+i|k)]^2 \quad (4)$$

donde,  $\hat{y}$  es la salida predicha,  $r$  es el valor de referencia para la salida,  $\Delta u(k+i) = [u(k+i) - u(k+i-1)]$  es el cambio en la acción de control,  $\Delta \hat{y}(k+i|k) = [\hat{y}(k+i+1|k) - \hat{y}(k+i|k)]$  es el cambio estimado en la salida predicha,  $Q$ ,  $R$  y  $W$  son términos de ponderación dependientes de la aplicación, que efectúan un escalado.

Los parámetros de sintonía característicos del MPC son, el horizonte de predicción  $P$ , el horizonte de control  $M$ , el intervalo de muestreo  $T$  y los coeficientes de peso  $Q$ ,  $R$  y  $W$ .

### 3. Resultados y discusión

En esta sección se realiza el diseño y la simulación de las estrategias de control: FSP, MPC y PI para procesos MIMO con retardo de tiempo. Dentro de los casos de estudio escogidos se encuentra un proceso estable y uno de fase no mínima. Para el ajuste de los controladores PI se utiliza el método ITAE y para las simulaciones se utilizan el Simulink y el Toolbox MPC, ambos pertenecientes al Matlab® (Mathwork, 2015). Se realiza un análisis comparativo de los resultados obtenidos en cada caso de estudio con el objetivo de mostrar la estrategia más adecuada en dependencia de las características dinámicas del proceso.

#### 3.1. CASO DE ESTUDIO 1: MODELO ESTABLE

Se considera el proceso de flujo-nivel descrito en (Kouhi, Labibi, & Fashimi, 2007), en el mismo se interconectan dos plantas piloto: la maqueta de entrenamiento para el control de flujo RT522 y la maqueta de entrenamiento para el control de nivel RT512, resultando de esta forma en un sistema MIMO de dos entradas y dos salidas. Las variables controladas son el nivel en el tanque ( $H$ ) y el flujo que circula a través de la planta de control de flujo ( $F_s$ ). Los flujos de entrada a la planta piloto de flujo ( $F1$ ) y a la planta piloto de nivel ( $F2$ ) son las variables de entrada. El modelo nominal de este sistema obtenido en (Kouhi, Labibi, & Fashimi, 2007) se presenta en la expresión (5).

$$\begin{bmatrix} H \\ F_s \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{9.02}{(2.57s+1)^2} e^{-4.3s} & \frac{10.01}{2s+1} e^{-5.9s} \\ \frac{0.495}{42s+1} e^{-6s} & \frac{6.34}{72s+1} e^{-4.8s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} F1 \\ F2 \end{bmatrix} \quad (5)$$



Se aplica el Método de Matriz de Ganancias Relativas (MGR) para la selección del acoplamiento variable manipulada – variable controlada y se obtiene la matriz  $\Lambda$  (6), determinando que el mejor acople será Fs-F1, H-F2. La tabla 1 muestra los parámetros de ajuste para cada estrategia implementada.

$$\Lambda = \begin{bmatrix} F_s & H \\ 1.09 & -0.09 \\ -0.09 & 1.09 \end{bmatrix} \begin{matrix} F1 \\ F2 \end{matrix} \quad (6)$$

Tabla 1: Parámetros de ajuste para el caso 1.

	FSP	MPC	PI
<b>Fs</b>	$k_c = 0.2136, T_i = 4.9s, F_r = \frac{1}{3.4s+1}$ $D_{12} = \frac{-1.19(4.21s + 1)}{2s + 1} e^{-1.6s}$	$T_s = 0.1s, P = 800, M = 1$ Pesos: $\alpha = [1 \ 1], \beta = [0 \ 0]$	$k_c = 0.05$ $T_i = 5.2s$
<b>H</b>	$k_c = 0.1644, T_i = 24s, F_r = \frac{1}{3.3s + 1}$ $D_{21} = \frac{-0.078(72s + 1)}{42s + 1} e^{-1.2s}$	$T_s = 0.1s, P = 800, M = 1$ Pesos: $\alpha = [1 \ 1], \beta = [0 \ 0]$	$k_c = 0.7766$ $T_i = 70.6s$

Para las simulaciones se considera un cambio escalón unitario en la referencia de la salida de flujo Fs a los 0s y luego un cambio de magnitud -0.5 lit/h a los 1000s. Para la salida de nivel H el cambio escalón unitario se da a los 500s y luego un cambio de magnitud -0.5cm a los 1500s. Estos resultados se muestran en las figuras 3 y 5 tanto para las salidas como para las señales de control del proceso, respectivamente, mostrando las interacciones que caracteriza a los procesos MIMO. En las figuras 4 y 6 se observan las salidas y las señales de control del sistema ante el rechazo a perturbaciones, donde se considera un cambio de magnitud 0.2 lit/h a los 0s en F1 y de 0.2 lit/h a los 500s en F2. Con todas las estrategias se logra seguir los cambios de referencia establecidos y el rechazo a perturbaciones.

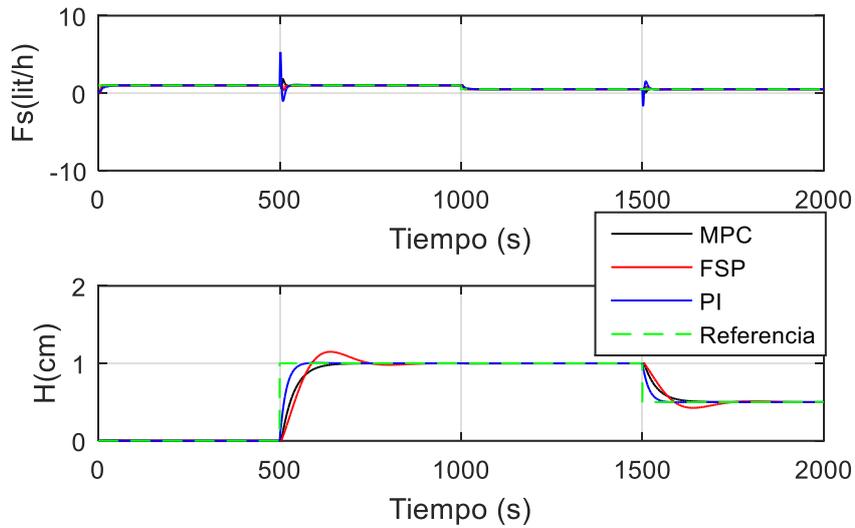


Figura 3: Respuesta de Fs y H ante cambios en referencia -caso 1

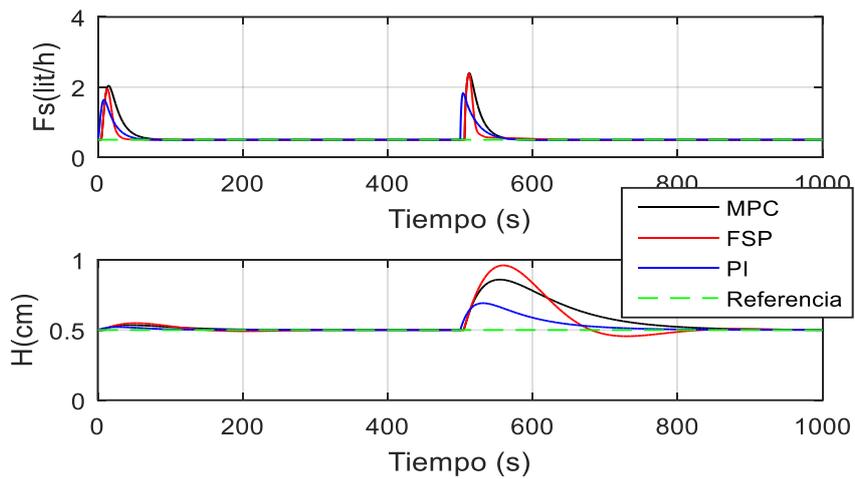


Figura 4: Respuesta de Fs y H para rechazo a perturbación-caso 1

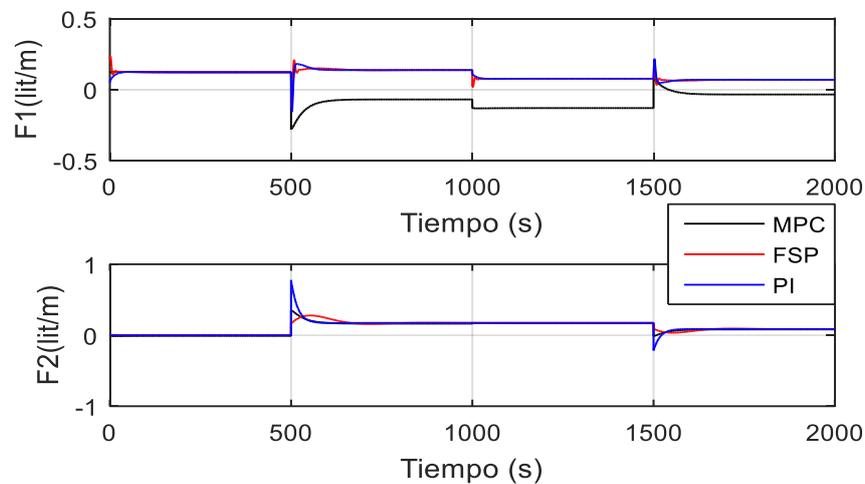


Figura 5: Señales de control F1 y F2 ante cambios en referencia -caso 1

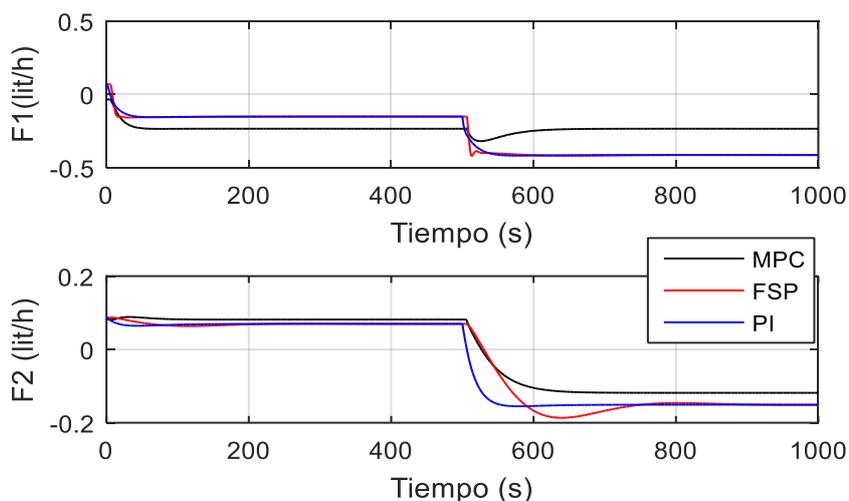


Figura 6: Señales de control F1 y F2 para rechazo a perturbación-caso1

Para realizar una comparación del comportamiento de cada estrategia diseñada, se muestra la tabla 2, donde se presentan los valores de los índices de desempeño: Integral Absoluta del Error (IAE), Integral del Valor Absoluto de la Salida del Controlador (IAU) e Integral al Cuadrado del Error (ISE) y las especificaciones de la respuesta temporal Máximo Sobrepaso (Mp) y Tiempo de establecimiento (Ts). Este último se calcula con el criterio del valor del tiempo en que la respuesta entra en la banda de  $\pm 5\%$ ; para el cálculo de dichas especificaciones se toma el primer cambio en la referencia. Los valores señalados en negrita son los mejores resultados.

Tabla 2: Tabla comparativa de las estrategias de control para el caso 1

Salidas		FSP	MPC	PI	
Fs	Referencia	Mp	0.058	<b>0.001</b>	0,003
		Ts(s)	<b>13</b>	17	37.5
		IAE	<b>22.592</b>	26.011	74,654
		IAU	202.144	<b>185.681</b>	201,936
		ISE	<b>10.094</b>	13.543	98,353
	Perturbación	IAE	<b>45.327</b>	76.191	51,940
		IAU	279.292	<b>236.455</b>	278,903
		ISE	<b>47.948</b>	84.248	38,416
H	Referencia	Mp	0.149	<b>0</b>	<b>0</b>
		Ts(s)	211.9	107.5	<b>47.3</b>
		IAE	87.785	59.781	<b>25,130</b>
		IAU	221.689	<b>215.027</b>	226,376
		ISE	38.708	27.851	<b>10,703</b>
	Perturbación	IAE	55.315	<b>55.041</b>	<b>55,041</b>
		IAU	106.243	<b>94.345</b>	107,549
		ISE	16.254	12.357	<b>2,450</b>



### 3.2. CASO DE ESTUDIO 2: MODELO DE FASE NO MÍNIMA

En este caso se utiliza un modelo de estudio académico de fase no mínima el cual cuenta con dos variables controladas ( $Y1$  y  $Y2$ ) y dos variables manipuladas ( $U1$  y  $U2$ ). La dinámica del modelo planteado está descrita por la expresión (7) (Huang & Yi Lin, 2006):

$$\begin{bmatrix} Y1 \\ Y2 \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{(-s+1)}{s^2+1.5s+1} e^{-2s} & \frac{0.5(-s+1)}{(2s+1)(3s+1)} e^{-4s} \\ \frac{0.33(-s+1)}{(4s+1)(5s+1)} e^{-6s} & \frac{(-s+1)}{s^2+6s+1} e^{-3s} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U1 \\ U2 \end{bmatrix} \quad (7)$$

Aplicando el MGR se obtiene la matriz  $\Lambda$  (8), de la cual se puede determinar que el mejor acople será  $Y1-U1$ ,  $Y2-U2$ . La tabla 3 muestra los parámetros de ajuste para cada estrategia implementada.

$$\Lambda = \begin{bmatrix} Y1 & Y2 \\ 1.2 & -0.2 \\ -0.2 & 1.2 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} U1 \\ U2 \end{bmatrix} \quad (8)$$

Tabla 3: Parámetros de ajuste para el caso 2.

	<b>FSP</b>	<b>MPC</b>	<b>PI</b>
<b>Y1</b>	$k_c = 0.307197, T_i = 0.99s$ $F_r = \frac{1}{13.5s + 1}$ $D_{12} = -0.5$	$T_s = 1s, P = 30, M = 5$ Pesos: $\alpha = [1 \ 1], \beta = [0 \ 0]$	$k_c = 0.273264$ $T_i = 1.6s$
<b>Y2</b>	$k_c = 2.13, T_i = 8s$ $F_r = \frac{1}{3.3s + 1}$ $D_{21} = -0.33$	$T_s = 0.1, P = 30, M = 1$ Pesos: $\alpha = [1 \ 1], \beta = [0 \ 0]$	$k_c = 0.971256$ $T_i = 7.8s$

Los resultados de simulación son presentados en las figuras 7, 8, 9 y 10 para salidas y señales de control, en el seguimiento a la referencia y rechazo a perturbaciones, respectivamente; en estas respuestas se puede ver la interacción que caracteriza a los procesos MIMO. Con todas las estrategias se logra seguir cambios de referencia establecidos y el rechazo a perturbaciones.

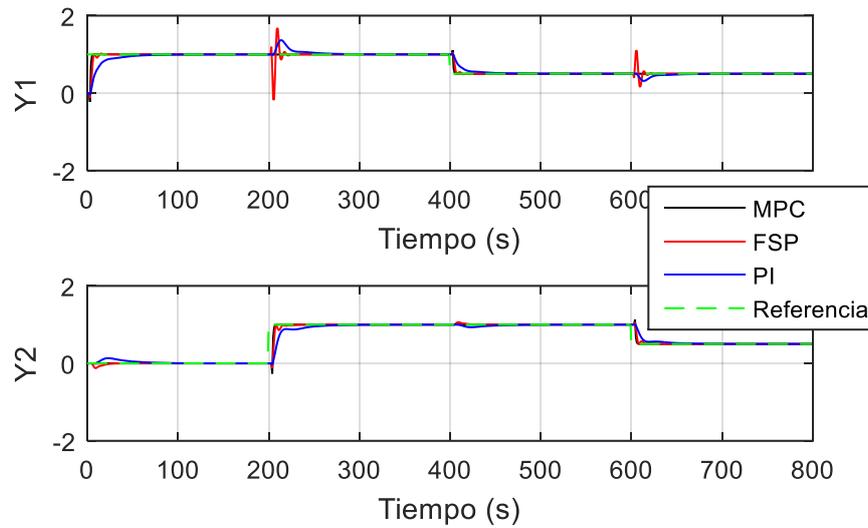


Figura 7: Respuesta de Y1 y Y2 ante cambios en referencia -caso 2

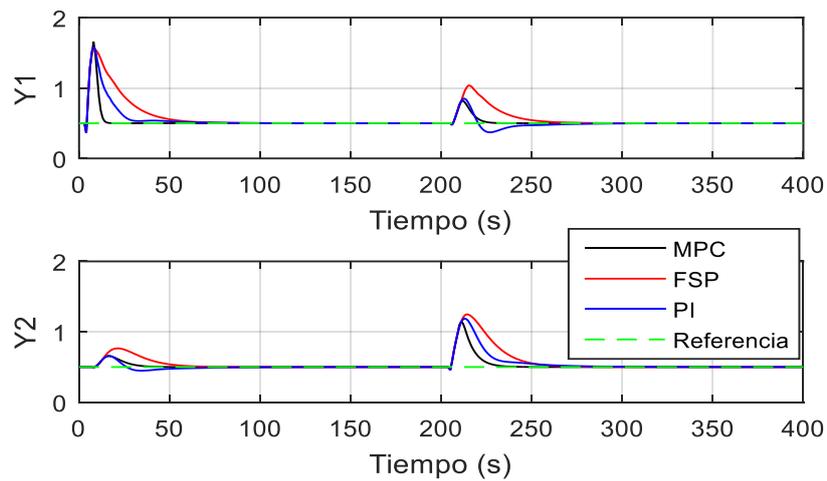


Figura 8: Respuesta de Y1 y Y2 para rechazo a perturbación-caso 2

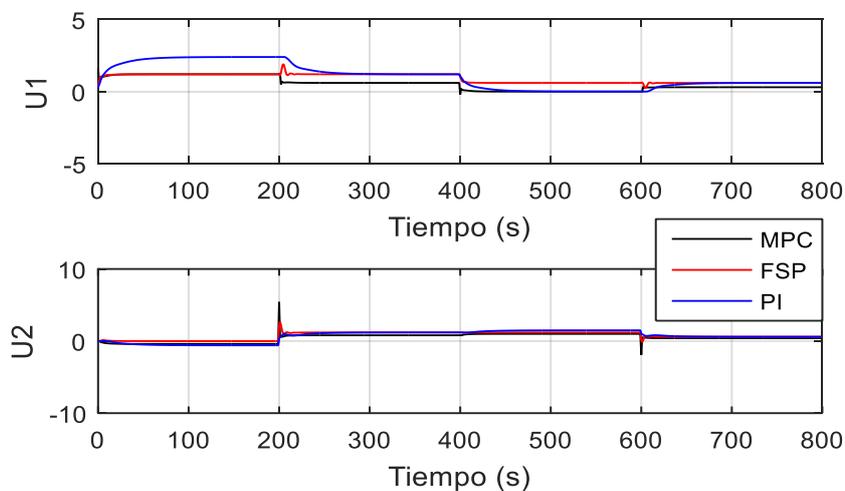


Figura 9: Señales de control U1 y U2 ante cambios en referencia -caso 2

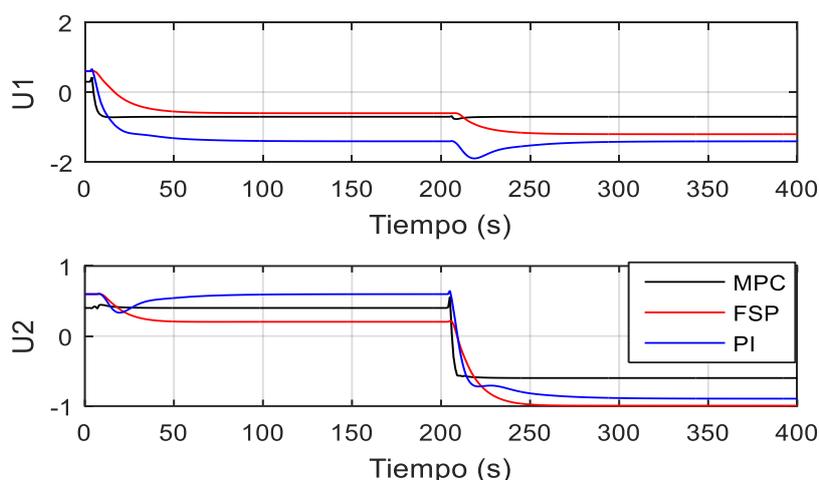


Figura 10: Señales de control U1 y U2 para rechazo a perturbación-caso 2

La tabla 4 muestra los valores de los índices de desempeño, de  $M_p$  y  $T_s$  para comparar el comportamiento de cada estrategia diseñada. Los valores señalados en negrita son los mejores resultados, evidenciándose que la estrategia de MPC presenta el mejor comportamiento.

Tabla 4: Tabla comparativa de las estrategias de control para el caso 2

Salidas			FSP	MPC	PI
Fs	Referencia	$M_p$	0,022	<b>0</b>	<b>0</b>
		$T_s(s)$	12	<b>5</b>	47
		IAE	18,437	<b>6,954</b>	32,356
		IAU	718,338	<b>419,456</b>	836,406
		ISE	12,214	<b>5,728</b>	11,909
	Perturbación	IAE	30,503	<b>8,582</b>	17,731
		IAU	335,418	<b>278,439</b>	552,693
		ISE	15,874	<b>5,250</b>	8,290
H	Referencia	$M_p$	<b>0</b>	<b>0</b>	<b>0</b>
		$T_s(s)$	14	<b>6</b>	51
		IAE	12,931	<b>8,684</b>	29,369
		IAU	601,043	<b>520,530</b>	738,557
		ISE	7,822	<b>7,145</b>	11,408
	Perturbación	IAE	23,143	<b>8,672</b>	<b>8,672</b>
		IAU	230,678	<b>198,677</b>	278,356
		ISE	9,444	<b>2,854</b>	5,185

#### 4. Conclusiones

Se realizó el diseño y simulación de las estrategias de control avanzado FSP y MPC y el PI clásico utilizando el Matlab® como herramienta de software. Estas estrategias se aplicaron a dos casos de estudio con modelos MIMO con retardos de tiempo lo que permitió analizar las respuestas ante cambios en referencia y rechazo a perturbaciones y realizar una comparación cuantitativa teniendo en cuenta los índices de desempeño IAE,



IAU e ISE y especificaciones de la respuesta temporal  $M_p$  y  $T_s$ . En ambos casos de estudio resultó que el MPC tiene mejores prestaciones. Este trabajo tendría una aplicación práctica en cualquier industria, principalmente en la industria química pues los reactores, torres de destilación, evaporadores presentan elevados retardos de tiempo.

## 5. Referencias bibliográficas

- Alcántara, P., Araújo, H., & Santos, T. (2014). Controle Preditivo Aplicado a um Robó Omnidirecional Utilizando o Predictor de Smith Filtrado. *Anais do XX Congresso Brasileiro de Automática*.
- Alcántara, S., Herrera, A., & Vilanova, J. (2009). Multi-model Smith Predictor based control of multivariable systems with uncertain bounded external delays. *IEEE Latin America Transaction*, 7(1), 42-53.
- De La Cruz, F., & Camacho, O. (2015). Controlador de Modos Deslizantes basado en Predictor de Smith y Modelo de Segundo Orden para Procesos con Elevado Retardo. *Revista Politécnica*, 35(2), 18-24.
- García, P. (2007). *Contribución al desarrollo de predictores robustos para el control de sistemas inestables*. Departamento de Ingeniería de Sistemas y Automática. Universidad Politécnica de Valencia, España.
- Giraldo, S., Flesch, R., & Normey Rico, J. (2016). Multivariable Greenhouse Control Using the Filtered Smith. *J Control Autom Elect Syst*.
- Huang, H., & Yi Lin, F. (2006). Decoupling Multivariable Control with Two Degrees of Freedom. *Industrial & Engineering Chemical research*, 45(9), 3161-3173.
- Kouhi, Y., Labibi, B., & Fashimi, S. (2007). Multivariable Control Design for MIMO Flow-Level Control Plant. *EUROCOM 2007*.
- Lima, D., Normey-Rico, J., & Santos, T. (2016). Temperature control in a solar collector field using Filtered Dynamic Matrix Control. *ISA Transactions*, 62, 39-49.
- Mathwork. (2015). *Guía de usuario/Matlab*.
- Mendes, P., Maestre, J., Rico, J. N., & Bordóns, C. (2017). A practical approach for hybrid distributed MPC. *Journal of Process Control*, 55, 30-41.
- Normey Rico, J., & Camacho, E. (2006). Predicción para control: Una panorámica del control de procesos con retardos. *RIAI*, 5-25.
- Normey Rico, J., & Camacho, E. (2007). In *Control of Dead-time Processes* (pp. 203-206). Springer Cap. 7.



**II Convención Científica Internacional 2019**  
**Universidad Central "Marta Abreu" de Las Villas**  
**CIENCIA, TECNOLOGÍA Y SOCIEDAD. PERSPECTIVAS Y RETOS**

- Normey Rico, J., García, P., & Gonzales, A. (2013). Robust stability analysis of filtered Smith predictor for time-varying delay processes. *Journal of Process Control*, 22(10), 1975-1984.
- Normey-Rico, J., Flesch, R., & Santos, T. (2014). Unified dead-time compensation structure for SISO processes with multiple dead times. *ISA Transactions*, 53, 1865-1872.
- Oliveira, V., Cossi, L., Teixeira, M., & Silva, A. (2009). Synthesis of PID controllers for a class of time delay systems. *Automatica*, 1778-1782.
- Özbay, H., Bonnet, C., & Fioravanti, A. (2012). Diseño de un controlador PID para sistemas de orden fraccionario con retardo de tiempo. *Journal of Process Control*, 18-23.
- Rajasekaran, S., & Kannadasan, T. (2013). An improved PID controller design based on Model Predictive Control for a Shell and Tube Heat Exchanger. *Australian Journal of Basic and Applied Sciences*, 7(7), 670-685.
- Rodríguez, C., Normey-Rico, J., Guzmán, J., & Berenguel, M. (2016). On the filtered Smith predictor with feedforward compensation. *Journal of Process Control*, 41, 35-46.
- Santos, T., Torrico, B., & Normey-Rico, J. (2016). Simplified filtered Smith predictor for MIMO processes with multiple time delays. *ISA Transactions*, 11.
- Serna, A., Yahyaoui, I., Normey Rico, J., de Prada, C., & Tadeo, F. (2017). Predictive Control for Hydrogen production by electrolysis in an offshore platform using renewable energies. *International Journal of Hydrogen energy*, 42(17), 12865-12876.
- Smith, O. J. (1957). Closed control of loops with dead-time. *Chem. Eng. Progress*, 53, 217-219.