

# IMPLEMENTACION DE UN SISTEMA DE CONTROL PREDICTIVO MULTIVARIABLE EN UN HORNO

## IMPLEMENTATION OF A MULTIVARIABLE PREDICTIVE CONTROL SYSTEM IN A FIRED HEATER

ALEJANDRA GÓMEZ

*Ingeniera Electrónica, M.Sc, Universidad Industrial de Santander*

RODRIGO CORREA

*Profesor titular, Director Grupo CEMOS, Universidad Industrial de Santander, crcorrea@uis.edu.co*

Recibido para revisar octubre 12 de 2007, aceptado noviembre 11 de 2007, versión final diciembre 12 de 2007

**RESUMEN:** El presente artículo describe la aplicación de una estrategia de control predictivo basado en modelo (MPC). El controlador se diseñó y sintonizó a partir de información obtenida de una simulación dinámica rigurosa de un horno de precalentamiento de crudo ya existente. Se encontró que el esquema de control MPC es superior y comanda de mejor manera la operación del horno con respecto a la configuración de control básica constituida por PIDs. En las simulaciones se observó que el MPC garantiza además de que las variables controladas se encuentren dentro de los límites operacionales, que la planta siga un objetivo económico potencial dado por la maximización de la carga y la disminución del fenómeno de coquización. La implementación de la estrategia de control predictivo en el modelo, permitió incrementar la eficiencia, mantener estable la operación, ampliar el tiempo de corrida de la unidad, aumentar la carga total y prolongar de esta manera la vida útil media de los tubos.

**PALABRAS CLAVE:** Control predictivo basado en modelos, hornos, simulación dinámica.

**ABSTRACT:** This article describes the application of the control strategy, the model predictive control (MPC) on oil pre-heater. It was designed and tuning using information acquired from a rigorous simulation of an existing plant. It was found that the MPC strategy improves the heater performance. From the simulations it was observed that the controlled variables were within the operational limits. The implementation of MPC increased also the heater efficiency, its operation was more stable, it was possible to increase the amount of oil heated, and the mean life time of the tubes was longer.

**KEYWORDS:** Model predictive control, fired heaters, dynamic simulation.

### 1. INTRODUCCIÓN

*El control predictivo basado en modelos o Model predictive Control (MPC) es una estrategia de optimización que hace uso de un modelo del proceso para predecir el efecto de la acción de control sobre una planta, en este caso el horno de calentamiento. En este artículo se presenta el diseño de un sistema de control predictivo y su aplicación al modelo*

dinámico de un horno de calentamiento de crudo, para resolver el problema del balanceo de pasos (serpentes) considerando las restricciones del proceso [1-5]. El propósito del compensador MPC aplicado al horno basado en el esquema de balance de pasos es mantener estable la operación, maximizar la transferencia de calor y minimizar la diferencia entre las temperaturas de los pasos [7]. La estrategia MPC actuó como un control supervisorio en

donde sus señales de control se colocaron como puntos de ajuste (setpoint) de los compensadores básicos PID del sistema de control preexistente. Los beneficios que se pretenden con el compensador están orientados en mejorar la confiabilidad del sistema de control con la disminución en las paradas no programadas de la planta debido a tubos coquizados, aumentar el caudal total de alimentación al horno y mantener la estabilidad de la operación por largos períodos de tiempo [6,8].

A continuación se presentan algunos aspectos teóricos relacionados con el control predictivo multivariable que explican la formulación de la ley de control y se discuten algunos de los aspectos más importantes del proceso llevado a cabo en el horno con la ayuda del modelado dinámico riguroso. Se discuten además, las restricciones operacionales consideradas en el diseño y se muestran algunos resultados de las simulaciones realizadas con el compensador en operación. Para un desarrollo completo en MPC se remite al lector a las referencias dadas al final [1,4,6,8].

## 2. FUNDAMENTOS

### 2.1 Definición del compensador MPC

La metodología de ejecución del algoritmo de control predictivo se caracteriza porque en cada instante de tiempo  $t$ , se hace uso de un modelo y de los valores de entradas y salidas conocidos hasta ese instante para calcular las salidas predichas futuras a lo largo de un horizonte de predicción  $P$  (variable controlada  $y(t+k|t)$ , para  $k=0, \dots, P$ ), en función de los movimientos futuros de control (valores futuros  $\Delta u(t+k|t)$ , para  $k=0, \dots, P$ ). La secuencia de control futura  $\Delta u(t+k)$  busca llevar el proceso desde el valor actual de la variable controlada  $y(t)$ , a la trayectoria de referencia  $w(t+k)$  de acuerdo con el criterio de optimización. Aunque se calculan  $M$  movimientos, sólo se implementa el primero de

ellos (valor  $\Delta u(t)$  en el instante  $t$ ) y en el instante consecutivo se repiten los cálculos [4-9]. De esta manera,  $\Delta u(t+k|t)$  en el instante  $t+1$  se calcula con información diferente y en consecuencia se mantendrá distinta de  $\Delta u(t+k|t)$  en el instante  $t$ . De otro lado, la optimización implica el mejor valor de una función objetivo que puede tomar diferentes formas. En este trabajo se aplicó una secuencia de control que minimiza una función de la forma:

$$J(k) = \sum_{k=1}^P \left\| \hat{y}^c(t+k|t) - w(t+k) \right\|^2 \lambda(k) + \sum_{k=0}^{M-1} \left\| [\Delta u(t+k-1)] \delta(k) \right\|^2 \quad (1)$$

donde,  $\|x\|$  es la norma del vector  $x$  definida

como  $(x^T x)^{1/2}$ ,  $\hat{y}^c(t+k|t)$  es la predicción corregida óptima de la salida  $k$  pasos hacia adelante calculada con datos conocidos en el instante  $t$ ,  $\lambda(k) \geq 0$ ,  $\delta(k) \geq 0$  son matrices diagonales para la penalización (pesos sobre la predicción del error y la acción de control), y  $w(t+k)$  es el punto de ajuste establecido. Se asume siempre que  $M \leq P$  y que  $\Delta u(t+k|t) = 0$  para  $k \geq M$ .

### 2.2 Predicción usando el modelo de respuesta al escalón

El modelo de respuesta al escalón es un vector de números,

$$Su = [s_1 \quad s_2 \quad s_3 \quad \dots \quad s_n]^T \quad (2)$$

donde,  $n$  es la longitud del modelo y  $s_i$ , para  $i=0,1, \dots, n$  son los coeficientes. Para obtener un modelo de predicción basado en la respuesta al escalón, la salida en el instante  $t$  se encontró mediante la superposición de todas las entradas previas, de acuerdo con:

$$\hat{y}(k) = s_n \Delta u_{k-n} + \sum_{i=1}^{n-1} s_i \Delta u_{k-i} = s_1 \Delta u_{k-1} + s_2 \Delta u_{k-2} + \dots + s_{n-1} \Delta u_{k-n+1} + s_n \Delta u_{k-n} \quad (3)$$

donde  $\Delta u_k = u_k - u_{k-1}$ . La salida del modelo de predicción nunca será igual a la salida medida, a menos que el modelo sea ideal, por tanto en cada instante es necesario calcular la predicción corregida.

$$\hat{y}_{k+1}^c = \hat{y}_{k+1} + pe_{k+1} \quad (4)$$

donde,  $\hat{y}_{k+1}^c$  es la predicción corregida en el instante  $k+1$  y  $pe_{k+1}$  es la diferencia entre la salida de la planta y la predicción. La predicción se toma de la forma [7]:

$$\hat{Y}^c = S_u \Delta u_u + S_p \Delta u_p + pe \quad (5)$$

donde,  $\hat{Y}^c$  es la salida predicha corregida, el primer término  $S_u \Delta u_u$  introduce el efecto del actual y los futuros movimientos de  $u$ , y la suma del segundo y tercer término  $[S_p \Delta u_p + pe]$  son las salidas predichas a partir de los movimientos pasados más el factor de corrección del modelo.

### 2.3 Implementación de las Restricciones en el MPC

La técnica MPC calcula las acciones de control o movimientos en las variables manipuladas a partir de un modelo dinámico y un vector de errores predichos para optimizar un índice de funcionamiento, de manera que todas las variables controladas y manipuladas se encuentren dentro de los límites establecidos. En la formulación del problema, las restricciones se enuncian de la forma:

$$\begin{aligned} u_{\min} &\leq u(t) \leq u_{\max} \\ \Delta u_{\min} &\leq u(t) - u(t-1) \leq \Delta u_{\max} \\ y_{\min} &\leq y(t) \leq y_{\max} \end{aligned} \quad (6)$$

donde los subíndices *min* y *max* significan valor mínimo y máximo respectivamente,  $u(t)$  y  $\Delta u(t)$  son la señal de entrada y el valor de cambio, y  $y(t)$  es la salida. La combinación de una función objetivo cuadrática, un modelo y un

conjunto de restricciones (planteadas como desigualdades) lineales resulta en un problema de programación cuadrática (QP por sus iniciales en inglés).

### 2.4 Optimización

La programación cuadrática permite abordar un problema de optimización con una función objetivo cuadrática sujeta a restricciones lineales, que se visualiza como una superficie cuadrática convexa. Para encontrar el valor óptimo de  $\Delta u$ , definimos el vector gradiente  $G$  de la función  $J(k)$  definida en Ec.(1). La propiedad de convexidad puede ser establecida a partir de la matriz Hessiana de la función objetivo; al derivar el gradiente  $G$  con respecto a  $\Delta u$  se obtiene la matriz de la segunda derivada de  $J(k)$ , denominada matriz Hessiana  $H$ . El problema de optimización restringido toma entonces la forma como:

$$\begin{aligned} \min \Delta u \quad & \frac{1}{2} \Delta u(t)^T H \Delta u(t) - G(t+1|t)^T \Delta u(t) \\ \text{sujeto a:} \quad & A \Delta u(t) \geq B(t+1|t) \end{aligned} \quad (7)$$

donde el término superior define la minimización de la función objetivo sobre  $\Delta u$  mediante  $H$  y  $G$ , y el término inferior especifica las restricciones;  $A$  representa las ecuaciones y  $B$  la parte constante. Si  $H \geq 0$  (garantía de que  $H^{-1}$  existe), el problema QP es convexo y la formulación de la ley de control asegura un mínimo global que finaliza el problema de optimización.

Los tres tipos de restricciones abordadas por el MPC son definidas explícitamente en el problema QP (para usar la forma QP estándar los límites en la desigualdad son expresados en términos de los movimientos de control  $\Delta u(t+k)$ ):

1. Restricciones en las variables manipuladas:

$$u_{\min}(t) \leq \sum_{j=0}^k \Delta u(t+k|t) + u(t-1) \leq u_{\max}(t); \quad k=0,1,\dots,N_u-1 \quad (8)$$

2. Restricciones en el cambio de las variables manipuladas:

$$\Delta u_{\min}(t) \leq \Delta u(t) \leq u_{\max}(t) \quad (9)$$

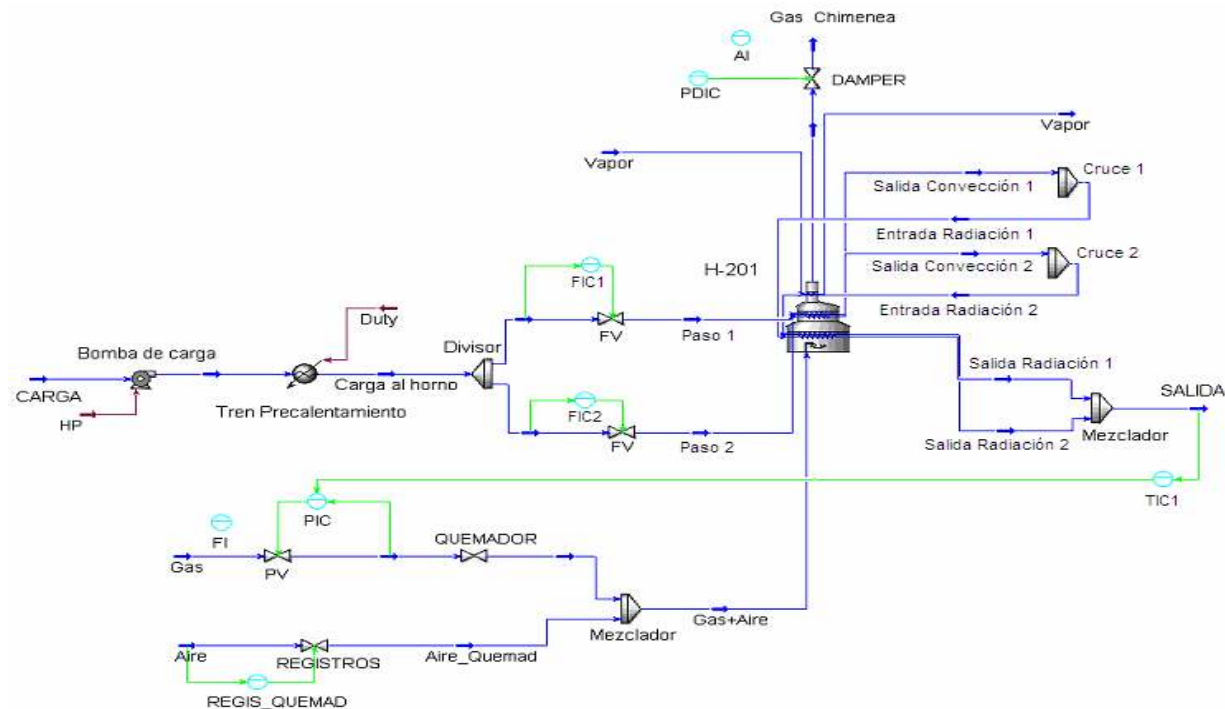
3. Restricciones en las variables controladas:

$$y_{\min}(t) \leq \hat{y}^c(t+1|t) \leq y_{\max}(t) \quad (10)$$

### 3. HORNO DE CALENTAMIENTO

Un horno es un equipo de proceso en el que se lleva a cabo transferencia de calor del

combustible a la carga que en este caso es el crudo que se desea precalentar antes de introducirlo en un siguiente proceso tal como destilación o craqueo[1-3]. En el horno, el serpentín llamado también paso, es un circuito de flujo de tuberías a través del cual pasa el crudo, saliendo a la temperatura deseada en el otro extremo. El horno se simuló en el entorno de simulación dinámica de HYSYS®; en el diagrama de flujo del proceso (Figura 1), se incluye el sistema de control ya configurado y que consiste básicamente de compensadores PID.



**Figura 1.** Diagrama de flujo del horno simulado en HYSYS®

**Figure 1.** Flow diagram of furnace simulated by HYSYS®

#### 3.1 Sobre su operación

El flujo total de proceso llevado al horno para ser calentado se maneja con dos pasos. La corriente que fluye al interior de cada tubo es regulada por compensadores indicadores de flujo. Para el control de la temperatura a la salida del horno, se tiene un lazo de control formado por un compensador indicador de temperatura que envía la señal a la válvula de

admisión de gas regulada con un compensador indicador de presión. En operación normal el desempeño de un horno se ve afectado por desbalances del flujo de calor en los pasos que afectan el tiempo de corrida del equipo, aceleran la formación de coque (capa de carbón formada en la pared interior del tubo), inducen altas temperaturas de piel de tubo (el límite máximo de la temperatura de piel de tubo puede sugerir el cierre de ese paso para prevenir su ruptura) y reducen la capacidad de la unidad.

### 3.2 Objetivos del sistema de control MPC

Los objetivos del esquema de balanceo de pasos son mantener el caudal total al horno, asegurar que el exceso de oxígeno, las temperaturas y las válvulas de los compensadores PID que manejan el flujo en los pasos y presión de gas combustible, permanezcan dentro de los límites operacionales. La implementación de la estrategia de control predictivo que se propone debe permitir incrementar la eficiencia, mantener estable la operación, ampliar el tiempo de corrida de la unidad, aumentar la carga total y prolongar la vida útil de los tubos.

## 4. EL COMPENSADOR MPC

La estrategia MPC para el control del horno actúa como control supervisorio, de acuerdo con eso, la solución del problema de control (definición del tamaño de la señal de control) se coloca en los puntos de ajuste de los compensadores básicos FIC1 (compensador de flujo del paso 1), FIC2 (compensador de flujo del paso 2) y TIC1 (compensador de temperatura a la salida del horno) configurados según el diagrama de flujo del proceso presentado en la Figura 1.

Los parámetros de ajuste y configuración afectan directamente el desempeño del compensador. El tamaño del horizonte de predicción P deberá ser adecuado para permitir al sistema de lazo cerrado alcanzar el estado estable (normalmente entre 20 y 70), el horizonte de control M generalmente se selecciona más corto que P (típicamente un tercio de P). La matriz de pesos  $\lambda$  se fija de acuerdo con el nivel de error admisible para cada variable controlada (un aumento en estos valores disminuye la desviación desde el punto de ajuste), y la matriz de pesos  $\delta$  se introduce para penalizar el esfuerzo de control (si  $\delta$  es igual a cero el compensador tiene el comportamiento más agresivo). Algunas restricciones sobre las variables manipuladas debidas a los límites físicos impuestos por los

actuadores, aparecen en la Tabla 1. Los datos corresponden a una situación real.

**Tabla 1.** Restricciones sobre las variables manipuladas

**Table 1.** Restrictions on manipulated variables

Nombre	[U]	min	max	$\Delta u_{\min}$	$\Delta u_{\max}$
Temp. Salida	°F	670	720	-3	3
Flujo 1	BPD	17500	25000	-500	500
Flujo 2	BPD	17500	25000	-500	500

También algunas de las restricciones en las variables controladas impuestas al problema de control por las exigencias de operación y por razones de seguridad aparecen en la Tabla 2.

**Tabla 2.** Algunas restricciones sobre las variables controladas

**Table 2.** Some restrictions on controlled variables

Nombre	[U]	min	max
Exceso O2	%	1.5	5
Diferencia entre temp. 1-2	°F	-20	20
Temp. piel 1	°F	800	1300
Válvula flujo	%	0	100
Válvula gas combustible	%	0	100
Carga total BDP (barriles por día).	BPD	35000	50000

Se utiliza el sistema inglés de unidades dado que en la mayoría de las refinerías aún persiste tal sistema. Lo mismo sucede con la medición de volúmenes, es decir, BDP.

El sistema de control predictivo diseñado debe garantizar que las variables controladas se encuentren dentro de los límites; de esta manera, el objetivo de mantener las variables controladas en sus puntos de ajuste dentro del esquema convencional de control existente, puede ser ignorado. Si se quisiera subir o bajar el punto de ajuste de una variable, la acción a tomar debe ser estrechar los límites establecidos para esa variable hacia arriba o hacia abajo, respectivamente. En un caso particular, podríamos mostrar esta habilidad del compensador si consideramos por ejemplo el exceso de oxígeno, que es una medida directa de la eficiencia en la operación del horno; si esta variable aumenta su valor indica un mayor consumo de energía. El MPC controló el límite superior en cada ejecución, sin embargo, según

el diseño se estableció una prioridad alta al límite inferior, porque un defecto en el exceso de oxígeno resulta en una combustión incompleta que deriva a su vez en la inestabilidad operacional del horno.

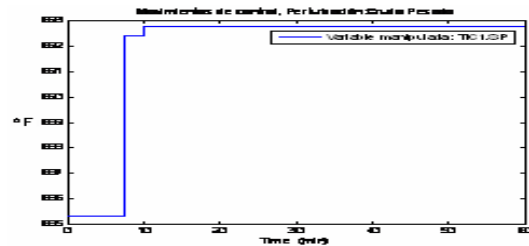
El compensador MPC mueve la planta a un punto de operación óptimo; sin embargo, ese punto puede cambiar si las condiciones normales de operación cambian (composición de la carga, composición del gas, condiciones ambientales), y en consecuencia los valores de los puntos de ajuste de los compensadores PID (para la temperatura de salida y para los flujos en los pasos) cambian dinámicamente según el esquema de control supervisorio.

A manera de ilustración, se presenta el análisis de las variables de salida cuando se produce una perturbación en la composición de la carga, mas precisamente, cuando se introduce un crudo más pesado. El flujo de carga total al horno y la composición del crudo impactan directamente la temperatura de piel de tubo y aceleran la formación de coque; el fenómeno de coquización se da cuando la temperatura de piel excede el límite de estabilidad (aproximadamente 1300 °F (705°C) según se especifica en la Tabla 2). La máxima temperatura de piel es función de la metalurgia del tubo, su vida útil y las condiciones de operación.

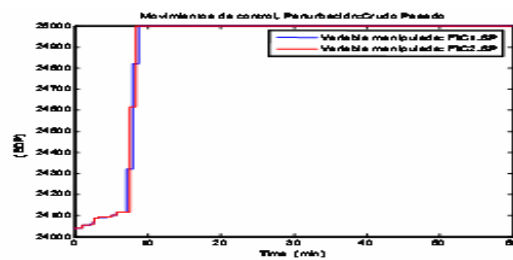
Para la prueba la matriz de ponderación de las salidas  $\lambda$  tiene coeficientes iguales a uno, la matriz  $\delta = [0 \ 0 \ 0]$ , el horizonte de predicción  $P = 20$ , el horizonte de control  $M = 2$ , la referencia de la carga total es 48000 BPD, la referencia para las temperaturas de piel de tubo es 866 °F y para la temperatura de la zona radiante 1514 °F. De acuerdo con los resultados observados (Figura 2) el MPC compensa el efecto, mueve la posición de las válvulas de los flujos por cada paso a su límite superior (restricción activa – válvula totalmente abierta) y asegura la máxima carga total al horno según el límite de diseño (50000 BPD) consiguiendo con esto un mayor beneficio económico. La perturbación de crudo pesado tipo escalón, se realizó a los ocho segundos como se observa.

Las acciones de control aseguraron aumento en la temperatura a la salida del horno. Dado que la

generación de volátiles en un crudo pesado es menor que en uno más liviano, entonces la energía suministrada por el gas se utilizó principalmente en el calentamiento de una mayor masa de crudo (50000 BPD de acuerdo con los resultados).



(a)

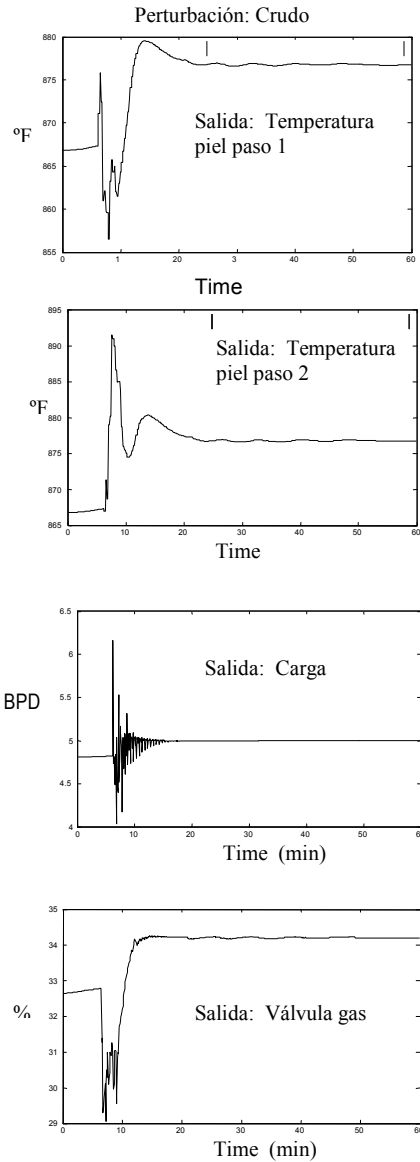


(b)

**Figura 2.** Movimientos de la variables manipuladas (temperatura y flujo) debido a cambios en la señales de control

**Figure 2.** Variations of manipulated variables (temperature and flow) due to changes in control signals

Cuando la carga al horno aumenta, no más allá del límite de diseño y una vez superado el efecto de la perturbación, el esquema de control para el balanceo de pasos ajusta los flujos individuales para mantener las temperaturas de salida iguales y garantizar el aumento deseado en las temperaturas de piel de tubo lo que resulta en una mayor absorción de calor y una variación de los puntos de ajuste de los compensadores de flujo. Como la cantidad de calor absorbido aumenta, habrá menos pérdidas y el horno operará de una forma más eficiente. La respuesta de algunas de las salidas con la configuración establecida se observa en la Figura 3. En contraposición con el esquema de control clásico, si la carga aumenta, la temperatura de piel disminuye.

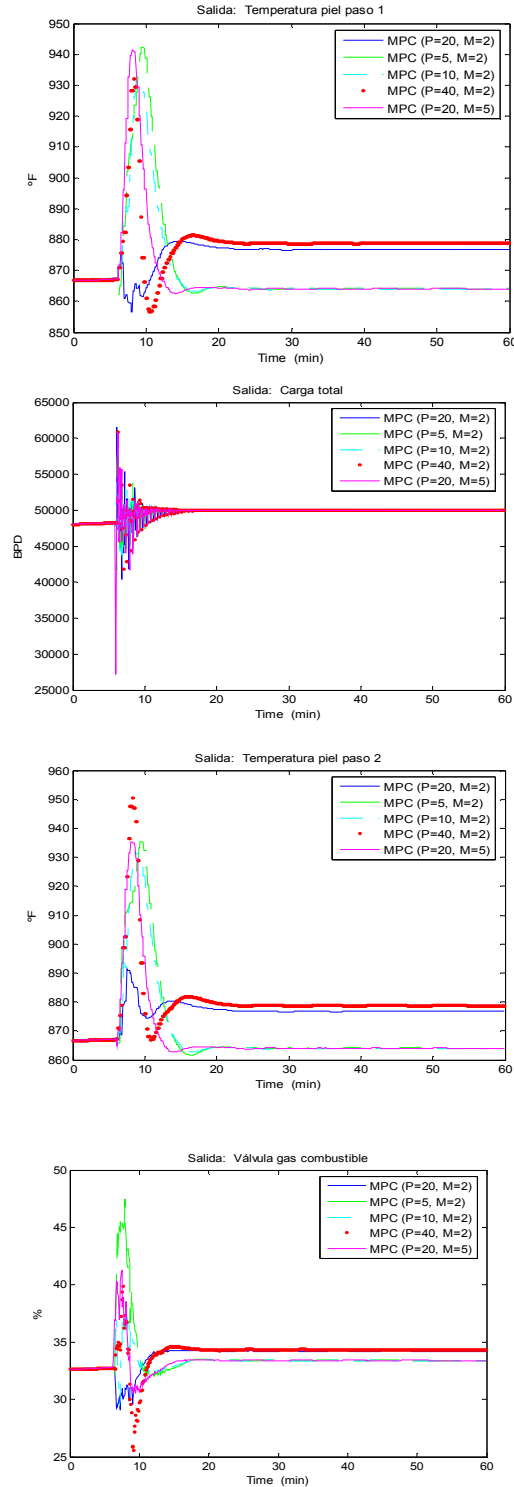


**Figura 3.** Ejemplo de respuesta de algunas variables controladas

**Figure 3.** Examples of some controlled variable response

**4.1 Efecto del tamaño del horizonte de P y M**

La Figura 4 presenta el comportamiento del conjunto de variables controladas contempladas en el diseño, cuando se modifican los horizontes de configuración del compensador P y M, una vez se introduce la perturbación “crudo pesado” a los ocho segundos; las matrices de penalización se mantuvieron constantes.



**Figura 4.** Ejemplo de respuesta de las variables controladas para cambios en los horizontes de predicción y de control

**Figure 4.** Examples of controlled variables response for prediction and control horizons changes

## 4.2 Análisis de resultados

De las simulaciones realizadas implementado el compensador MPC, se observó que:

- El efecto de las perturbaciones se elimina con ambas estrategias de control; sin embargo, el MPC garantiza además que las variables controladas (no evaluadas en el esquema PID convencional) se encuentren dentro de los límites y que la planta siga un objetivo económico dado por la maximización de la carga, la disminución del fenómeno de coquización que causa a su vez la disminución de la vida útil de los tubos.
- Se alcanzaron beneficios cuantificables por la implementación del compensador MPC; este actuó de forma consistente aun en presencia de restricciones operacionales. Sin embargo, estos beneficios son alcanzables sólo cuando hay reducción de la variabilidad de las variables que se establecen como restricciones activas.
- La temperatura de piel de tubo es una restricción activa. Desde el punto de vista del control de procesos, en el tiempo que la temperatura de piel permaneció cerca al límite superior de la ventana operacional, la reducción de la variabilidad medida, significó un mayor nivel de carga al horno, y por tanto, un beneficio económico potencial.
- La medición del flujo de combustible es la indicación más directa del quemado efectuado; esta medida junto con el flujo de carga y la temperatura de salida del fluido de proceso, constituyen las mediciones básicas para verificar el desempeño del horno. El MPC manipuló el punto de ajuste del TIC a la salida del horno (por la configuración en cascada del nivel regulatorio se manipula en consecuencia el punto de ajuste del PIC que controla la admisión de gas) y en presencia de perturbaciones, mantuvo la estabilidad y se aseguró el máximo aprovechamiento potencial de la carga, llevando las válvulas

de admisión de flujo a través de los pasos a su condición límite, válvula completamente abierta.

## 5. CONCLUSIONES

De los resultados de las simulaciones se puede concluir de forma general que el algoritmo de control multivariable predictivo, aplicado al horno de calentamiento de crudo es una técnica alternativa al control convencional; fue probado en varios escenarios de operación obteniéndose los resultados esperados, es decir, un control preciso sobre las variables, de acuerdo con los requerimientos de proceso. La estrategia de control existente en la planta contiene compensadores tipo PID, y la estrategia MPC propuesta, según el esquema de balanceo de pasos, manipula los puntos de ajuste de esos compensadores básicos para igualar las temperaturas de salida de los pasos, incrementar la eficiencia y mantener estable la operación. Es de resaltar que el control predictivo aplicado en este sistema es ampliamente benéfico, dado que permite operar el horno en condiciones muy cercanas a las restricciones (condiciones óptimas de operación) impuestas sobre éste, situación imposible de mantenerse con el control convencional.

El siguiente paso de este trabajo, es especificar la instrumentación necesaria, una vez se tenga el análisis económico real que determine no solamente el costo total de la inversión inicial, sino los beneficios económicos como resultado de su implementación.

## REFERENCIAS

- [1] QUIN, S. JOE, BADGWELL, T., "A survey of industrial model predictive control technology", Science Direct, Control Engineering Practice, Elsevier Science., Austin, TX, USA, 2002.
- [2] GARY, MARTIN, "Heat-Flux imbalances in Fired heaters cause operating problems", Hydrocarbon Processing, May 1998.



- [3] DE PRADA, C., “Instrumentación y control de procesos”, Los manuales de Ingeniería Química, Valladolid, 1997.
- [4] ACEDO SÁNCHEZ, J., “Control Avanzado de Procesos (Teoría y Practica)”, Madrid, España, 2003.
- [5] LJUNG, L., “System Identification (Theory for the User)”, Second Edition, New Jersey, USA, 1999.
- [6] BORDÓNS, C., “Control Predictivo: Metodología, tecnología y nuevas perspectivas”, I Curso de especialización en Automática, Universidad de Sevilla, Almería, España, 2000.
- [7] GÓMEZ M A., Tesis de Maestría, Escuela de Ingeniería Eléctrica, Electrónica y Telecomunicaciones, Universidad Industrial de Santander, 2006.
- [8] MORARI, M., LEE, J., GARCÍA, C., “Model Predictive Control”, Prentice Hall, Marzo, 2002.
- [9] WAYNE, “Process Control, Modeling Analysis and Simulation”, Prentice Hall, 1998.