

Comparación Cualitativa del Desempeño de la Aplicación del Control Predictivo Basado en Modelo (CPBM) y el PID para el Control de Nivel en Pozos

Egner Aceros¹, Edgar Camargo¹, Osmer Parabavire²
acerose@pdvsa.com, camargoea@pdvsa.com, parabavireo@pdvsa.com

¹ LSAI, AIT, Maracaibo, Venezuela

² LSAI, AIT, Puerto La Cruz, Venezuela

Resumen: En este trabajo se realiza una comparación cualitativa general del desempeño de los controladores PID (Proporcional, Integral y Derivativo) y MPC (Model Predictive Control) en Procesos Industriales Petroleros. Tales técnicas de control son evaluadas para pozos de producción de agua. Así, se desarrolló un modelo matemático basado en las leyes físicas presentes en el proceso de extracción de agua, el cual es simulado con datos operacionales. El objetivo es controlar el nivel de fluido en el pozo a través del sistema de bombeo en el fondo del pozo, tomando en cuenta la completación mecánica y el potencial del reservorio, como también criterios relacionados al desempeño de los controladores.

Palabras Clave: Control Predictivo Basado en Modelo; Control de Nivel; Pozo.

Abstract: In this paper we made a qualitative comparison between the performance of PID controllers (Proportional, Integral and Derivative) and MPC (Model Predictive Control) in Industrial Oil Process. Such control techniques are evaluated for water production wells. Thus, a mathematical model based on physical laws presents in the water extraction process, which is simulated with operational data was developed. The aim is to control the level of fluid in the well through the downhole pump, taking into account the potential of the reservoir and mechanical completion, as well as criteria related to the performance of drivers.

Keywords: Model Predictive Control; Level Control; Well.

1. INTRODUCCIÓN

Actualmente, para el control de mayoría de los procesos en la industria son utilizados los clásicos algoritmos PID (Proporcional, Integral y Derivativo) y sus variantes, los cuales, por su simplicidad y estabilidad han sido la solución más implementada en los últimos 50 años [1]. En esta propuesta se presenta una alternativa al controlador PID, se utiliza el control predictivo basado en modelo (MPC por sus siglas en inglés – Model Predictive Control), para el control del nivel de un pozo. El criterio a optimizar, o función objetivo del control bajo estudio está relacionado con el comportamiento futuro del sistema, que se predice gracias a un modelo dinámico del mismo, denominado modelo de predicción (de ahí el término predictivo basado en modelo), en este caso específico, el modelo espacio-estado. Dicho modelo tiene su origen en las leyes de la física aplicadas a un pozo que posee en su completación mecánica un revestidor, una tubería interna para la extracción del líquido. El revestidor se encuentra completamente cerrado en la parte superior, el aire contenido en este espacio se mantiene constante y no es venteado hacia la atmósfera. La variable a controlar es el nivel de sumergencia de la bomba (salida “y”), la variable a

manipular es el caudal de la bomba (entrada “u”), lo cual indica en este caso se implementó un modelo SISO y los parámetros de configuración del controlador son el horizonte de predicción (N_p), el horizonte de control (N_c) y el peso de la variable manipulada (r_w) la cual es inversamente proporcional a su magnitud, según el modelo espacio-estado propuesto por Wang [2].

2. BASES TEÓRICAS CONTROL PREDICTIVO BASADO EN MODELO

Control Predictivo Basado en Modelo o por sus siglas en inglés MPC (Model Predictive Control), su objetivo consiste en calcular valores futuros de la señal de control que minimicen valores futuros del error. La minimización se hace dentro de una ventana limitada de tiempo, a partir de información del sistema al inicio de dicha ventana. La estrategia de control se diseña en base a un modelo matemático de la planta [3]. En esta propuesta estaremos utilizando el modelo de espacio-estado propuesto por Wang [2], para un proceso SISO, y su representación está dada por:

$$\mathbf{x}_m(k+1) = \mathbf{A}_m \mathbf{x}_m(k) + \mathbf{B}_m u(k) \quad (1)$$

$$y(k) = \mathbf{C}_m \mathbf{x}_m(k) + \mathbf{D}_m u(k) \quad (2)$$

Donde, el subíndice “m” hace referencia al modelo de la planta, $u(k)$ es la entrada al modelo de la planta, $y(k)$ es la salida de la planta y $\mathbf{x}_m(k)$ es el vector de estado de la planta, todos en el instante k .

Para los modelo discretos, la entrada $u(k)$ no afecta a la salida $y(k)$, es decir $\mathbf{D}_m = \mathbf{0}$, por lo tanto (2) queda:

$$y(k) = \mathbf{C}_m \mathbf{x}_m(k) \quad (3)$$

El MPC incluye un integrador que corrige el error en estado estacionario, dicho el procedimiento está claramente explicado en [3]. Aquí sólo se mostrarán algunas ecuaciones y los procedimientos principales.

Restando (1) y su equivalente para $\mathbf{x}_m(k)$, se obtiene:

$$\Delta \mathbf{x}_m(k+1) = \mathbf{A}_m \Delta \mathbf{x}_m(k) + \mathbf{B}_m \Delta u(k) \quad (4)$$

Donde:

$$\Delta \mathbf{x}_m(k+1) = \mathbf{x}_m(k+1) - \mathbf{x}_m(k) \quad (5)$$

Para $\Delta \mathbf{x}_m(k)$, $\Delta u(k)$ se aplica el procedimiento similar al aplicado a $\Delta \mathbf{x}_m(k+1)$ en (5).

Similarmente a partir de (3) se tiene:

$$\begin{aligned} y(k+1) - y(k) &= \mathbf{C}_m [\mathbf{x}_m(k+1) - \mathbf{x}_m(k)] \\ &= \mathbf{C}_m \Delta \mathbf{x}_m(k+1) \end{aligned} \quad (6)$$

Sustituyendo (4) en (6) se obtiene:

$$y(k+1) = \mathbf{C}_m \mathbf{A}_m \Delta \mathbf{x}_m(k) + \mathbf{C}_m \mathbf{B}_m \Delta u(k) + y(k) \quad (7)$$

Definiendo ahora el estado aumentado, según se explica en [3]:

$$\mathbf{x}(k) = [\Delta \mathbf{x}_m^T(k) \quad y(k)]^T \quad (8)$$

A partir de (4) y (7) se obtiene el modelo espacio-estado aumentado:

$$\begin{bmatrix} \Delta \mathbf{x}_m(k+1) \\ y(k+1) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \mathbf{A}_m & \mathbf{0}_m^T \\ \mathbf{C}_m \mathbf{A}_m & 1 \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta \mathbf{x}_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix} + \begin{bmatrix} \mathbf{B}_m \\ \mathbf{C}_m \mathbf{B}_m \end{bmatrix} \Delta u(k) \quad (9)$$

$$y(k) = \begin{bmatrix} \mathbf{C}_m & \mathbf{1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} \Delta \mathbf{x}_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix} \quad (10)$$

De forma matricial compacta:

$$\mathbf{x}(k+1) = \mathbf{A} \mathbf{x}(k) + \mathbf{B} \Delta u(k) \quad (11)$$

$$y(k) = \mathbf{C} \mathbf{x}(k) \quad (12)$$

En la estrategia MPC se calculan los N_c valores futuros de la señal de control

$$\Delta u(k), \Delta u(k+1), \dots, \Delta u(k+N_c-1) \quad (13)$$

Estos valores son los que minimizan la diferencia entre el valor de referencia y el valor pronosticado de la salida, a lo largo de un horizonte de predicción (ventana de optimización) de N_p valores futuros.

Para resolver esto es necesario pronosticar N_p estados futuros, a partir de (11)

$$\mathbf{x}(k+1|k), \mathbf{x}(k+2|k), \dots, \mathbf{x}(k+m|k), \dots, \mathbf{x}(k+N_p|k) \quad (14)$$

donde $\mathbf{x}(k+m|k)$ denota el pronóstico del estado en $k+m$, dada la información de estado actual $\mathbf{x}(k)$.

En consecuencia los N_p valores pronosticados de la salida, utilizando (12) corresponden a:

$$y(k+1|k), y(k+2|k), \dots, y(k+m|k), \dots, y(k+N_p|k) \quad (15)$$

Desarrollando, agrupando y ordenando, llegamos a la ecuación en forma matricial compacta:

$$\mathbf{Y} = \mathbf{F} \mathbf{x}(k) + \mathbf{0} \Delta \mathbf{U} \quad (16)$$

Donde para el sistema SISO:

$$\mathbf{Y} = [y(k+1|k) \quad y(k+2|k) \quad \dots \quad y(k+N_p|k)]^T \quad (17)$$

Vector de dimensión N_p

$$\mathbf{F} = \begin{bmatrix} \mathbf{C} \mathbf{A} \\ \mathbf{C} \mathbf{A}^2 \\ \vdots \\ \mathbf{C} \mathbf{A}^{N_p} \end{bmatrix} \quad (18)$$

$$\Phi = \begin{bmatrix} CB & \mathbf{0} & \dots & \mathbf{0} \\ CAB & CB & \dots & \mathbf{0} \\ \vdots & \vdots & \ddots & \vdots \\ CA^{N_p-1}B & CA^{N_p-2}B & \dots & CA^{N_p-N_c}B \end{bmatrix} \quad (19)$$

$$\Delta U = [\Delta u(k) \quad \Delta u(k+1) \quad \dots \quad \Delta u(k+N_c-1)]^T \quad (20)$$

Vector de dimensión N_c

El valor de referencia $r(k)$ se mantiene constante a los largo de la ventana de optimización (de longitud N_p), y la función objetivo a minimizar para calcular los N_c valores futuros de la señal de control es:

$$J = (R_S - Y)^T(R_S - Y) + \Delta U^T \bar{R} \Delta U \quad (21)$$

Donde:

$$R_S^T = \overbrace{[1 \quad 1 \quad \dots \quad 1]}^{N_p^T} r(k) = \bar{R}_S r(k) \quad (22)$$

$$\bar{R} = r_w I_{N_c \times N_c} \quad (23)$$

r_w es un parámetro de configuración del MPC, constante y es una medida inversamente proporcional a la magnitud de la variable manipulada.

De (21) la condición necesaria para que ocurra el mínimo de J con respecto a ΔU es que

$$\frac{\partial J}{\partial \Delta U} = 0 \quad (24)$$

Sustituyendo (16) y (22) en (21), derivando, reordenando, simplificando y despejando ΔU que minimiza a J , nos queda:

$$\Delta U = (\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T [\bar{R}_S r(k) - Fx(k)] \quad (25)$$

A pesar que ΔU contiene las señales $\Delta u(k), \Delta u(k+1), \dots, \Delta u(k+N_c-1)$, sólo se implementa el primer valor de esta secuencia, es decir, $\Delta u(k)$, y se ignoran los demás, por el principio del horizonte que se aleja.

Al siguiente instante de muestreo se "mide" $x(k+1)$ y se repite el proceso para calcular la nueva secuencia de señales de

control, de la cual se toma sólo el primer valor y así en cada nueva medición, según se explica en [3].

Entonces:

$$\Delta u(k) = \overbrace{[1 \quad 0 \quad \dots \quad 0]}^{N_c} (\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T [\bar{R}_S r(k) - Fx(k)] \quad (26)$$

Que puede reescribirse como:

$$\Delta u(k) = K_y r(k) - K_{mpc} x(k) \quad (27)$$

Donde K_y es el primer elemento de $(\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T \bar{R}_S$ y K_{mpc} es la primera fila de $(\Phi^T \Phi + \bar{R})^{-1} \Phi^T F$. Observe que $\Delta u(k)$ tiene la forma estándar de una estrategia de control por retroalimentación de estado para un sistema LTI y la ganancia de retroalimentación de estado es K_{mpc} .

El sistema a lazo cerrado se obtiene sustituyendo (27) en (11), y agrupando términos, se tiene

$$x(k+1) = (A - BK_{mpc})x(k) + BK_y r(k) \quad (28)$$

Por lo tanto, los polos del sistema a lazo cerrado son las raíces de:

$$|zI - (A - BK_{mpc})| = 0 \quad (29)$$

Observando (8), (9), (10), (18) y (26), podemos expresar a K_{mpc} como:

$$K_{mpc} = [K_x \quad K_y] \quad (30)$$

Donde K_x es el vector ganancia de realimentación que multiplica a $\Delta x_m(k)$ y K_y es la ganancia de realimentación que multiplica a $y(k)$. Entonces (27), puede reescribirse como:

$$\Delta u(k) = K_y r(k) - [K_x \quad K_y] \begin{bmatrix} \Delta x_m(k) \\ y(k) \end{bmatrix} \quad (31)$$

Que es equivalente a:

$$\Delta u(k) = -K_x [x_m(k) - x_m(k-1)] + K_y e(k) \quad (32)$$

Donde $e(k) = r(k) - y(k)$, corresponde al error. Luego del procedimiento similar aplicado en (5) a $\Delta u(k)$ y cambiando por el operador q^{-1} de desplazamiento, se tiene:

$$u(k) = u(k-1) + \Delta u(k) \rightarrow u(k)(1 - q^{-1}) = \Delta u(k) \quad (33)$$

Expresando de la siguiente forma:

$$\frac{u(k)}{\Delta u(k)} = \frac{1}{(1 - q^{-1})} \quad (34)$$

Representación en diagrama de bloques en la Figura 1 del modelo espacio-estado del control MPC; q^{-1} denota el operador de desplazamiento hacia atrás, y $\frac{1}{(1 - q^{-1})}$ es el integrador discreto, ver [3].

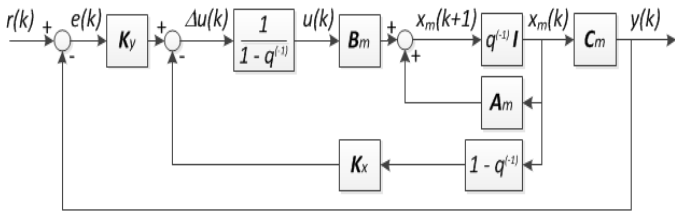


Figura 1: Diagrama de Bloques Modelo Espacio-Estado MPC

3. MODELO DEL POZO

El modelo utilizado corresponde a un pozo productor de agua con revestidor y tubo concéntrico interno de producción por el cual sale el líquido, la masa gaseosa contenida en el revestidor corresponde al aire que quedó presurizado dentro del espacio anular formado por ambas tuberías el cual ingresó de la atmosfera antes del cañoneo en el fondo del pozo, tal y como se muestra en la Figura 2.

En la Figura 3 se puede apreciar el volumen de control bajo estudio.

Del balance de masa en el Volumen de Control (VC):

$$\dot{M}_e(t) - \dot{M}_s(t) = \frac{d(M_T(t))}{dx} \quad (35)$$

Donde $\dot{M}_e(t)$ es el flujo másico de entrada, $\dot{M}_s(t)$ es el flujo másico de salida y $M_T(t)$ es la masa total acumulada dentro del VC.

$$M_T(t) = M_G(t) + M_L(t) \quad (36)$$

Con $M_G(t)$ la cantidad de masa de gas y $M_L(t)$ la cantidad de masa de líquido dentro del volumen de control (VC).

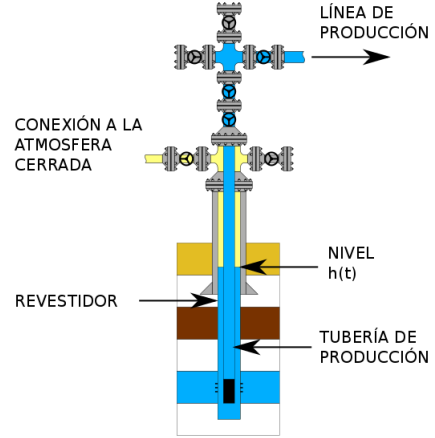


Figura 2: Completación del Pozo

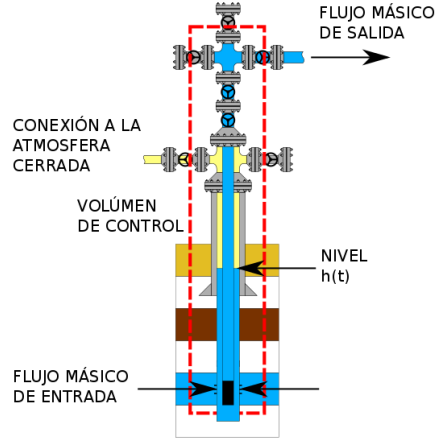


Figura 3: Volumen de Control (VC) Líneas Punteadas

Asumiendo que la entrada de líquido al pozo responde a un modelo de flujo en “tubería”

$$Q_e(t) = \frac{P_{ws} - P_{wf}}{Re} \quad (37)$$

Donde, P_{ws} es la presión del yacimiento, P_{wf} es la presión de fondo fluyente en la boca del pozo, Re es la resistencia hidráulica al paso del fluido por la “tubería” y $Q_e(t)$ es el flujo de entrada.

Utilizando la ecuación de estado de los gases ideales (aire) podemos definir la siguiente ecuación

$$\dot{y}(t) + \frac{\rho_L g}{A Re} y(t) + \frac{P g 1. V g 1}{A^2 Re (h t - y(t))} = \frac{P_{ws}}{A Re} - \frac{u(t)}{A} \quad (38)$$

Donde $y(t)$ (salida y variable a controlar) corresponde a la altura del líquido en el pozo, ρ_L es la densidad del líquido (agua), g es la aceleración de la gravedad, A es al área de la sección transversal del espacio ocupado por el líquido en el revestidor, Re es la resistencia al paso del fluido por la “tubería”, P_{g1} es la presión del gas (aire) en el estado inicial 1 y V_{g1} es el volumen ocupado por el gas (aire) en el estado inicial 1, ht es la altura total del pozo, desde el tope en superficie hasta el fondo donde están las perforaciones, P_{ws} es la presión del yacimiento, $u(t)$ (entrada y variable a manipular) corresponde al flujo de la bomba.

4. DISEÑO DE LA ESTRATEGIA DE CONTROL

4.1 Controlador PID

Para el controlador PID, se utilizó el método de aproximación a un sistema de primer orden con tiempo muerto [4]:

$$\frac{y(t)}{u(t)} = \frac{K}{\tau s + 1} e^{-t_0 s} \quad (39)$$

Donde:

K es la ganancia, τ es la constante de tiempo t_0 es el retardo del sistema.

En base a las curvas mostradas en la Figura 4, correspondientes a la altura del líquido (salida “y”) ante una entrada escalón en la tasa de crudo (entrada “u”) se obtiene la curva de reacción de la Figura 4.

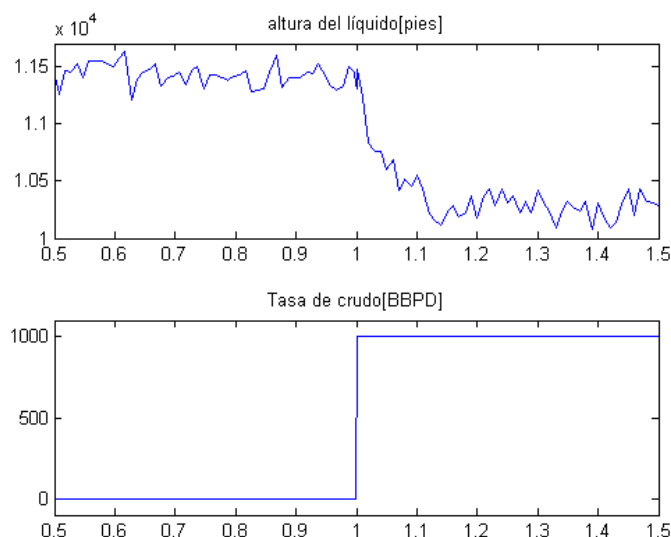


Figura 4: Curva de Reacción

Los valores de los parámetros anteriores corresponden a:

$$K = -2,2242 \text{ [m/((m}^3\text{)/día)]}$$

$$\tau = 0,043428 \text{ [día]}$$

$$t_0 = 3,4722 \times 10^{-3} \text{ [día]}$$

Utilizando un controlador PI (Proporcional Integrativo) por medio de la Integral del Tiempo Acumulada del Error, para el seguimiento al punto de ajuste o set point (ITAE-SP) según el procedimiento utilizado en [4], los valores del controlador PI corresponden a los siguientes:

$$T_i = 3.2922 \times 10^{-6} \text{ (día)}$$

$$P = -8.5060 \times 10^{-6} \text{ ((m}^3\text{)/día)/m}$$

$$I = -2.5837 \text{ m}^2$$

4.2 Controlador MPC

a) *Identificación*: Se utilizaron como datos de entrada el conjunto de valores generados con el modelo indicado en en la Ecuación (38) para distintos rangos de trabajo de las señales de entrada-salida, con el cual se obtiene un modelo paramétrico ARMAX, en nuestro caso se utilizaron dos (02) valores anteriores para la entrada, la salida y el error.

b) *Ciclos de Control*: En este punto ya se tiene el modelo espacio-estado no adaptativo, es decir, que no varía, con el cual se estará implementando el control MPC, seguidamente se crea el modelo espacio-estado aumentado según (9) y (10), para el control se ejecuta la variación de los 3 parámetros: “Horizonte de Predicción” ($N_p = 10, 15$ y 20), “Horizonte de Control” ($N_c = 5, 10$ y 20) y “Peso de la magnitud de la señal de control” ($rw = 100, 300$ y 900). En cada ciclo se varía un parámetro y los otros dos quedan fijos, para un total de nueve (09) ciclos.

5. EXPERIMENTACIÓN CON EL SISTEMA DE CONTROL

A continuación se presentan nueve (09) ciclos de variación de los parámetros del MPC agrupados en tres conjuntos, uno por cada tres cambios en los parámetros N_p , N_c y rw , más el control PID.

La secuencia de la entrada de control (Set-Point) y perturbaciones para la comparación del desempeño de los controladores es la siguiente: El transitorio inicial desde el nivel cero (0) en el tiempo igual cero ($t=0$), luego en el tiempo 2,5 días se agrega una perturbación, luego en el tiempo igual a 5 días ($t=5$) se cambia la entrada de control (Set-Point) desde 8000 a 4000 pies, y luego en el tiempo igual a 7,5 días se resta la perturbación incluida inicialmente.

Las salidas se muestran en la Figura 5 de los MPCs, PID y Set-Point; las entradas se muestran en la Figura 6 de los MPCs y PID del primer conjunto de variaciones, es decir, del parámetro N_p con valores de 10, 15 y 20.

La salida “y” en el PID posee un pico en el transitorio inicial, y luego de 0,5 días logra alcanzar su punto de equilibrio, manteniendo un comportamiento similar al resto de controladores.

La salida “y” en el MPC alcanza el valor de referencia o set-point de una forma rápida cuando el parámetro N_p es igual a 10. Se logra observar en este caso que el controlador con N_p igual a 10 es el que muestra el mejor desempeño de las cuatro versiones de los controladores.

Las salidas se muestran en la Figura 7 de los MPCs, PID y Set-Point; las entradas se muestran en la Figura 8 de los MPCs y PID del segundo conjunto de variaciones, es decir, del parámetro N_c con valores de 5, 10 y 20.

La salida “y” en el PID posee un pico en el transitorio inicial, y luego de 0,5 días logra alcanzar su punto de equilibrio, manteniendo un comportamiento similar al resto de controladores.

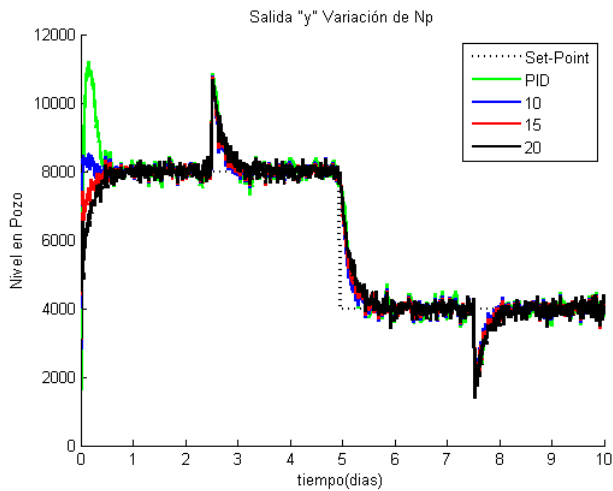


Figura 5: Salida “y” ante la Variación de N_p

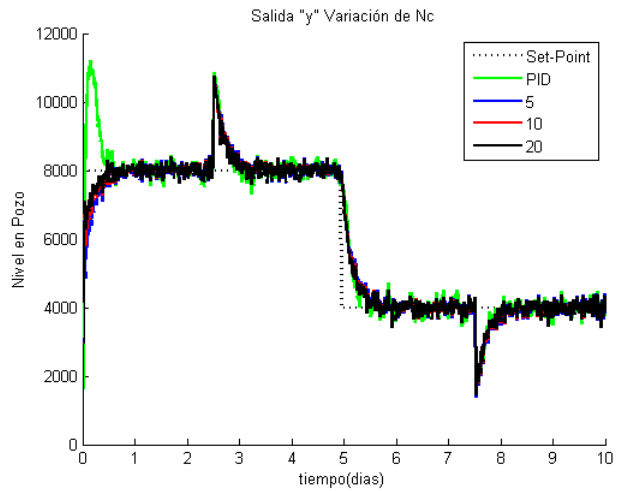


Figura 7: Salida “y” ante la Variación de N_c

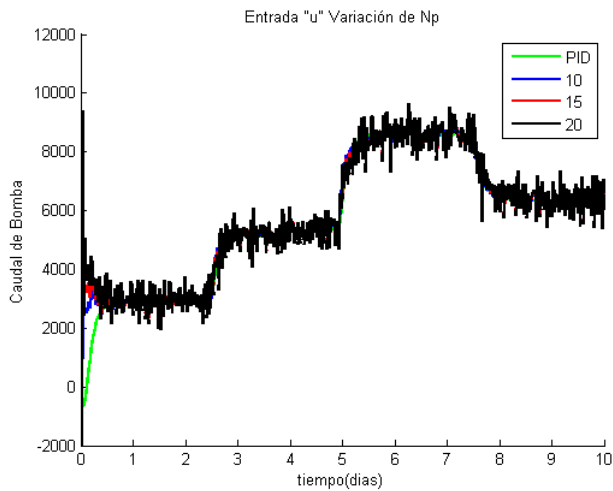


Figura 6: Entrada “u” ante la Variación de N_p

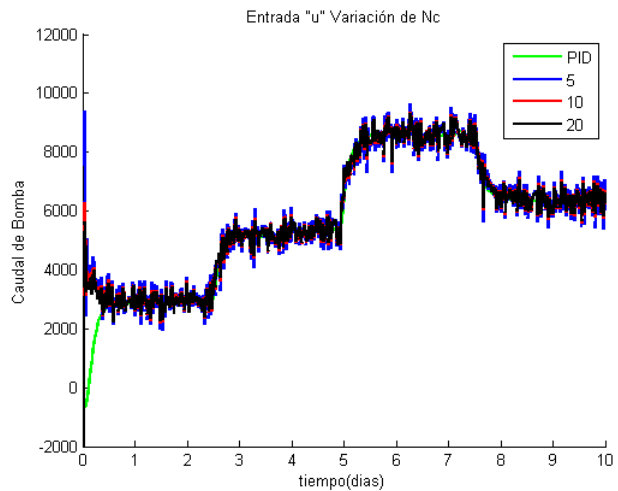


Figura 8: Entrada “u” ante la Variación de N_c

La entrada “u” en el MPC posee un comportamiento suave y alcanza su punto de estabilidad a los 0,2 días para los valores N_p 15 y 10, para el valor N_p 20 presenta un pico en la entrada y el PID es el más lento de los cuatro ejemplos de controladores durante el transitorio, para el estado estacionario los cuatro controladores poseen desempeños similares.

La salida “y” en el MPC alcanza el valor de referencia o Set-Point al mismo tiempo para cualquier valor del parámetro N_c .

Se logra observar en este caso que el controlador MPC posee un comportamiento similar, sin embargo, mejor que el PID, porque no presenta un pico al inicio.

La entrada “u” en el MPC posee sobre-picos en el transitorio, siendo los picos mayores para valores bajos del parámetro N_c y alcanza su punto de estabilidad de forma similar al PID, es decir, a los 0,5 días, en el estado estacionario las cuatro entradas poseen comportamiento similar.

Las salidas se muestran en la Figura 9 de los MPCs, PID y Set-Point; las entradas se muestran en la Figura 10 de los MPCs y PID del tercer conjunto de variaciones, es decir, del parámetro r_w con valores de 100, 300 y 900.

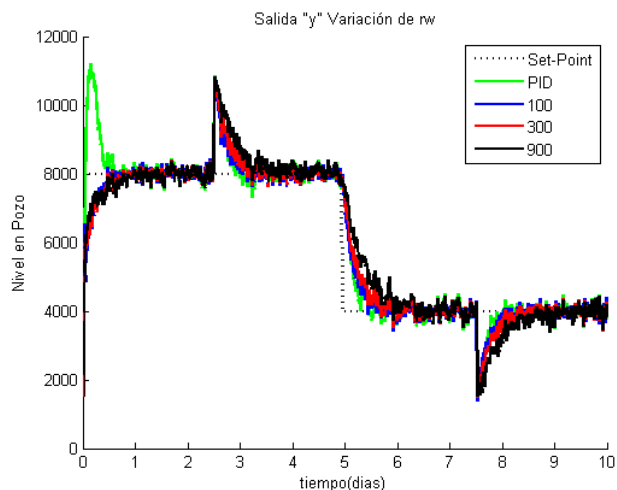


Figura 9: Salida “y” ante la Variación de r_w

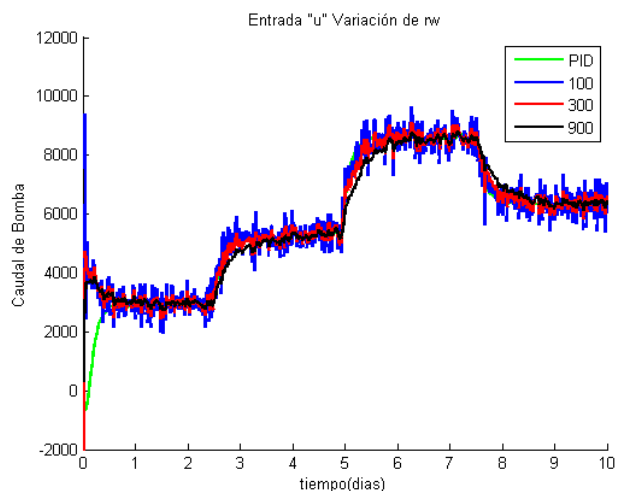


Figura 10: Entrada “u” ante la Variación de r_w

La salida “y” en el PID posee un pico en el transitorio inicial, y luego de 0,5 días logra alcanzar su punto de equilibrio,

manteniendo un comportamiento similar al resto de controladores.

La salida “y” en el MPC alcanza el valor de referencia o set-point al mismo tiempo para cualquier valor del parámetro r_w . Se logra observar en este caso que el controlador MPC posee un comportamiento similar, sin embargo, mejor que el PID, porque no presenta un pico al inicio.

La entrada “u” en el MPC posee sobre-picos en el transitorio, siendo los picos mayores para valores bajos del parámetro r_w y alcanza su punto de estabilidad de forma similar al PID, es decir, a los 0.5 días, en el estado estacionario el controlador PID muestra mejor desempeño, aunque no de forma muy determinante, por otro lado, se nota que se amplifica el ruido en la señal de entrada “u” y la rapidez para alcanzar su punto de equilibrio es mejor para valores bajos del parámetro r_w .

6. CONCLUSIONES

Para el controlador MPC sobre el caso de la variación del parámetro N_p , el mejor desempeño fue con valores bajos, es decir, $N_p = 10$. Sobre el caso de la variación del parámetro N_c el nivel (salida “y”) posee un comportamiento similar, sin embargo el mejor desempeño fue con la manipulación del caudal (entrada “u”) para valores altos, ya que ésta presenta menor sobre-pico, es decir, $N_c = 20$. Sobre el caso de la variación del parámetro r_w , el mejor desempeño fue con valores bajos, ya que ésta presenta menor tiempo para alcanzar el Set-Point, es decir, $r_w = 100$.

Del conjunto de variaciones de los parámetros del MPC y comparación del PID, se puede demostrar la razón por la cual el controlador PID aún sigue siendo el controlador más implementado en mayoría de los procesos en la industria, por su simplicidad y estabilidad.

REFERENCIAS

- [1] K. Astrom, T. Hagglund, PID Controllers: Theory, Desing, and Tuning; Instrument Society of America: Researd Triangle Park, 1995.
- [2] L. Wang, Model Predictive Control System Design and Implementation Using MATLAB, Springer-Verlag London Limited, 2009.
- [3] J. Canelón, Tópicos Avanzados en Identificación de Procesos, Universidad del Zulia, Facultad de Ingeniería, División de Postgrado, 2014.
- [4] E. Aceros, E. Camargo, J. Aguilar. Intelligent Well Systems, in proceedings of the Asia-Pacific Conference on Computer Aided System Engineering (APCASE), IEEE Computer Society, Quito, Ecuador, July 2015.