

## Control Predictivo Generalizado de las Variables Críticas de una Unidad de Ósmosis Inversa

R. Rivas-Perez\*, J. Sotomayor Moriano\*\*

\*Departamento de Ingeniería, Pontificia Universidad Católica del Perú; Universidad Politécnica de la Habana, CUJAE, Cuba (Tel: 537-2663285; e-mail: rivas@electrica.cujae.edu.cu)

\*\*Departamento de Ingeniería, Pontificia Universidad Católica del Perú, Avenida Universitaria 1801, San Miguel, Lima, Perú (e-mail: jsotom@pucep.edu.pe)

---

**Abstract:** Se propone el desarrollo de un sistema de control de las variables críticas de una unidad de ósmosis inversa (OI) de una industria de fabricación de productos biofarmacéuticos mediante la aplicación de un controlador predictivo generalizado (GPC). Utilizando las herramientas de identificación de sistemas se obtuvo un modelo matemático multivariable de la planta objeto de estudio, cuyos resultados de validación mostraron un aceptado grado de adecuación. Se desarrolló el diseño del controlador GPC multivariable para el control efectivo de la planta objeto de estudio. Los resultados comparativos de simulación del sistema de control desarrollado de la planta objeto de estudio con otro sistema de control equivalente con controladores DMC y PID mostraron un mejor comportamiento del sistema de control cuando se aplica el GPC.

**Keywords:** Controlador predictivo generalizado multivariable, modelo matemático multivariable, identificación de sistemas, unidad de ósmosis inversa, industria biofarmacéutica.

---

### 1. INTRODUCCIÓN

El agua es un recurso natural, único, esencial para la vida e indispensable en diversas actividades humanas, tales como: la agricultura, la industria, la generación de energía, la medicina, etc. (Feliu et al., 2009). Además, el agua es un medio bien escaso, por lo que las investigaciones encaminadas a propiciar una gestión eficiente y racional de los recursos hidráulicos disponibles en nuestro planeta presentan una gran actualidad e importancia científico-técnica (Pedregal et al., 2009; Rivas-Perez et al., 2014a, 2014b).

Para obtener el máximo aprovechamiento resulta imprescindible someter el agua a un proceso de tratamiento y filtración que posibilite su purificación, potabilización e incluso modificación de algunas de sus características internas (Medina San Juan, 2000). Entre las etapas de este proceso se encuentran: la filtración de arena, la filtración de carbón activado, la suavización, la micro-filtración y la ósmosis inversa. Actualmente, esta última etapa representa uno de los procedimientos más utilizados en la industria biofarmacéutica para el tratamiento físico/químico del agua debido a su bajo costo y eficiencia energética (Bartman et al., 2009a).

La ósmosis inversa (OI) consiste en impulsar el agua cruda (alimentado) a alta presión a través de una membrana semi-permeable, la cual posibilita la separación de las partículas indeseadas contenidas en el agua, con el fin de obtener agua pura y ultra pura, según la necesidad. De esta forma, se obtiene por un lado un flujo de agua pura (permeado) sin presión y por el otro un flujo de agua con las partículas no deseadas (rechazo) a alta presión (Medina San Juan, 2000). Este procedimiento tiene diferentes aplicaciones industriales, entre

las más frecuentes se encuentran: la desalinización de agua de mar, la purificación de agua cruda, la reducción de sólidos disueltos para la alimentación de agua a calderas, la separación y/o eliminación de virus para las industrias farmacéuticas y biotecnológicas, etc. (Majali and Ettouney, 2008).

Entre las variables críticas de las unidades de ósmosis inversa se encuentran: la presión, el pH y la temperatura del alimentado, el flujo de agua purificada (permeado) y su concentración de sales, el flujo y la presión del agua con partículas no deseadas (rechazo), etc. Estas variables se caracterizan por presentar un complejo comportamiento dinámico, por lo que requieren de controladores precisos y eficientes que garanticen las condiciones óptimas de operación, de forma tal de obtener una elevada calidad del agua pura, con costos mínimos de producción (Abbas, 2006; Bartman et al., 2009b).

Para el control de las variables críticas de las unidades de OI se utilizan controladores convencionales del tipo PI o PID (Bartman et al., 2009a). Aunque, estos controladores son capaces de garantizar una determinada efectividad en el control, los mismos con frecuencia fallan debido al complejo comportamiento dinámico que presentan las variables críticas (Rivas-Perez et al., 2000). En algunos casos, la producción de permeado puede disminuir debido al ensuciamiento de las membranas de la unidad de OI. Cuando esto ocurre, los controladores convencionales obligan a la bomba de alta presión a aumentar el alimentado, originando un aumento de la tasa de ensuciamiento, así como daños irreversibles en las membranas, lo cual conlleva a paradas eventuales de la unidad de OI. Por otro lado, los controladores convencionales son incapaces de controlar el consumo energético de la unidad de OI y/o realizar los ajustes requeridos para un uso

óptimo de la energía (Bartman et al., 2009a).

En los últimos años para el control eficiente de las unidades de OI diferentes autores (Abbas, 2006; Ali et al., 2010; Ali and Zafiriou, 1993; Assef et al., 1997; Moncada-Valerio et al., 2012; Robertson et al., 1996, entre otros) han propuesto el uso de controladores predictivos basados en modelos, debido a las ventajas que ofrecen (Richalet et al., 1978), entre las que se encuentran el intentar reproducir el comportamiento de un operador experto en el control de un determinado proceso. Es notorio destacar que, estos controladores han sido diseñados en base a paquetes (software) comerciales, los cuales constituyen herramientas de control complejas y cerradas que no permiten introducir mejoras y presentan elevados costos, lo cual limita su amplia utilización (Moncada et al, 2012).

De los controladores predictivos disponibles en el mercado, uno de los que presenta mayor aceptación en los ámbitos académico e industrial es el controlador predictivo generalizado (GPC) debido a sus indiscutibles ventajas (Clarke et al., 1987), entre las que se encuentran: a) posibilidad de controlar plantas con comportamientos dinámicos complejos (inestables, retardo de tiempo, fase no mínima, etc.); b) representación de la dinámica de la planta y de las perturbaciones me-

diantes modelos basados en funciones de transferencia (modelo CARIMA), a diferencia por ejemplo del DMC, que considera constante el efecto de las perturbaciones; c) ha sido validado en un amplio espectro de plantas industriales reales; d) concebido para su aplicación en un esquema de control adaptativo; e) posibilidad de aplicación en el control de plantas SISO y MIMO; etc. Es notorio destacar, que la mayor parte de las aplicaciones que se reportan de esta clase de controlador es en plantas SISO. Es por ello, que este trabajo tiene como objetivo principal desarrollar un controlador GPC multivariable para el control efectivo de las variables críticas de una unidad de OI de una planta purificadora de agua cruda de una industria biofarmacéutica.

Este trabajo ha sido estructurado de la siguiente forma. En la Sección 2 se presenta un modelo matemático de una unidad de ósmosis inversa, el cual se obtuvo utilizando las herramientas de identificación de sistemas multivariables. En la sección 3 se definen los elementos fundamentales del controlador GPC multivariable y se realiza su diseño. En la Sección 4 se exhiben los resultados comparativos GPC vs DMC, PID del sistema de control diseñado. Finalmente, en la última Sección, se ofrecen las conclusiones.

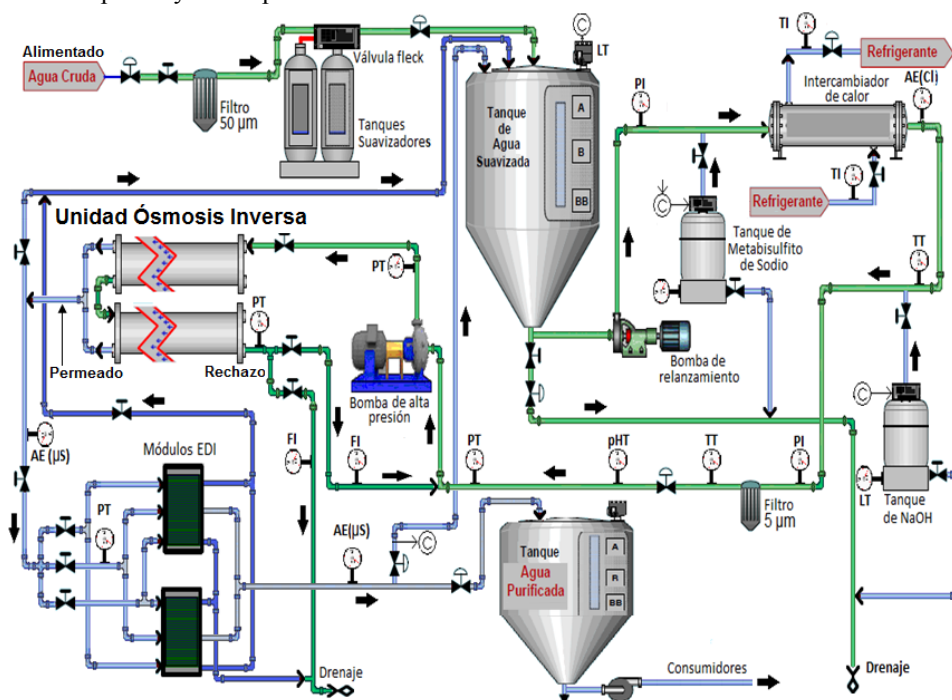


Fig. 1. Diagrama funcional de la planta purificadora de agua cruda objeto de estudio.

## 2. MODELO MATEMATICO MULTIVARIABLE DE UNA UNIDAD DE OI

Los resultados presentados en este trabajo se basan en una unidad de OI de una planta purificadora de agua cruda de una industria biofarmacéutica, dedicada a la fabricación, preparación y comercialización de medicamentos para el tratamiento y prevención de diferentes enfermedades.

Los medicamentos son productos que convenientemente administrados al organismo humano son capaces de prevenir, curar, paliar o diagnosticar estados patológicos. Por consi-

guiente, los medicamentos deben ser formulados con un elevado rigor y calidad (Brunton et al., 2011).

El agua pura constituye una materia prima fundamental de la industria biofarmacéutica, debido a que se utiliza en todas las etapas del proceso de formulación de medicamentos, en el lavado y enjuague de equipos y materiales, así como en la limpieza de las áreas clasificadas. Es por ello, que las plantas purificadoras de agua cruda del proceso productivo de la industria biofarmacéutica deben ser operadas de forma eficiente y con un elevado rigor tecnológico (González-Lavaut et al., 2009).

La unidad de OI constituye el corazón de las plantas purificadoras de agua cruda, debido a que posibilita eliminar las bacterias, los metales pesados, la sal, los minerales malos, las drogas químicas y otras sustancias disueltas en el agua cruda (Medina San Juan, 2000). En la Fig. 1 se muestra el diagrama funcional de la planta purificadora de agua cruda objeto de estudio, en el cual es posible observar la unidad de OI.

El modelado matemático de una unidad OI constituye una tarea compleja debido al carácter multivariable que presenta este tipo de planta, así como a la fuerte interacción que existe entre sus variables críticas (Alatiqi et al., 1989).

La identificación de sistemas constituye un área de investigación de creciente interés científico-técnico y cuyo fundamental objetivo consiste en la obtención de modelos matemáticos adecuados de plantas industriales complejas sobre la base de las observaciones (mediciones) de sus variables de salida y entrada obtenidas en condiciones de funcionamiento real y teniendo en cuenta que esas mediciones se encuentran afectadas por ruidos, perturbaciones e incertidumbres (Rivas-Perez et al., 2008a, 2008b).

Para la obtención del modelo matemático de la unidad de OI objeto de estudio se utilizaron las herramientas de identificación de sistemas de plantas multivariables (Zhu, 2001). En la Fig. 2 se muestra el diagrama del arreglo experimental realizado para la recolección de datos en condiciones de funcionamiento de la unidad de OI objeto de estudio.

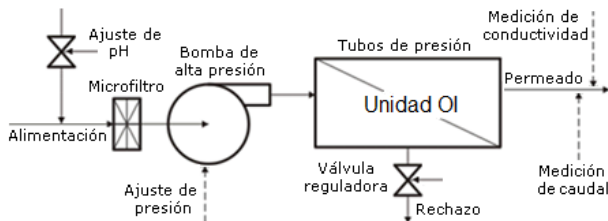


Fig. 2. Diagrama del arreglo experimental para la recolección de datos de la unidad de OI objeto de estudio.

Como variables de salidas del modelo matemático se consideraron el caudal y la conductividad del permeado y como variables de entrada la presión y el pH del alimentado. La estructura del modelo matemático obtenido coincide con la

propuesta por Alatiqi (Alatiqi et al., 1989), la cual presenta la forma:

$$\begin{bmatrix} F(s) \\ C(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} M_{11}(s) & M_{12}(s) \\ M_{21}(s) & M_{22}(s) \end{bmatrix} \begin{bmatrix} P(s) \\ pH(s) \end{bmatrix}, \quad (1)$$

donde  $F(s)$  y  $C(s)$  son el caudal y la conductividad del permeado respectivamente,  $P(s)$  y  $pH(s)$  son la presión y el pH del alimentado respectivamente;

$$M_{11}(s) = \frac{y_1(s)}{u_1(s)} = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{K_{11}(T_{11}s + 1)}{(T_{11}s + 1)(T_{11}s + 1)}; \quad (2)$$

$$M_{12}(s) = \frac{y_1(s)}{u_2(s)} = \frac{F(s)}{pH(s)} = zero; \quad (3)$$

$$M_{21}(s) = \frac{y_2(s)}{u_1(s)} = \frac{C(s)}{P(s)} = \frac{K_{21}(T_{21}s + 1)}{(T_{21}s + 1)(T_{21}s + 1)}; \quad (4)$$

$$M_{22}(s) = \frac{y_2(s)}{u_2(s)} = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{K_{22}(T_{11}s + 1)}{(T_{22}s + 1)(T_{22}s + 1)}. \quad (5)$$

Como resultado del procedimiento de estimación de parámetros se obtuvieron los siguientes valores nominales de los parámetros de las expresiones (2)-(5):

$$M_{11}(s) = \frac{F(s)}{P(s)} = \frac{0.007(5.22s + 1)}{(1.606s + 1)(59.39s + 1)}; \quad (6)$$

$$M_{12}(s) = \frac{F(s)}{pH(s)} = 0; \quad (7)$$

$$M_{21}(s) = \frac{C(s)}{P(s)} = \frac{-0.32(29.22s + 1)}{(7.506s + 1)(39.91s + 1)}; \quad (8)$$

$$M_{22}(s) = \frac{C(s)}{pH(s)} = \frac{-9.27(49.7s + 1)}{(10.506s + 1)(129.91s + 1)}. \quad (9)$$

En la Fig. 3 se muestran los resultados de validación del modelo matemático nominal obtenido de la unidad de OI objeto de estudio. Estos resultados muestran que el modelo (1), considerando (6)-(9), describe de forma adecuada el comportamiento dinámico nominal de la planta objeto de estudio y por ende puede ser utilizado con fines de diseño de sistemas efectivos de control.

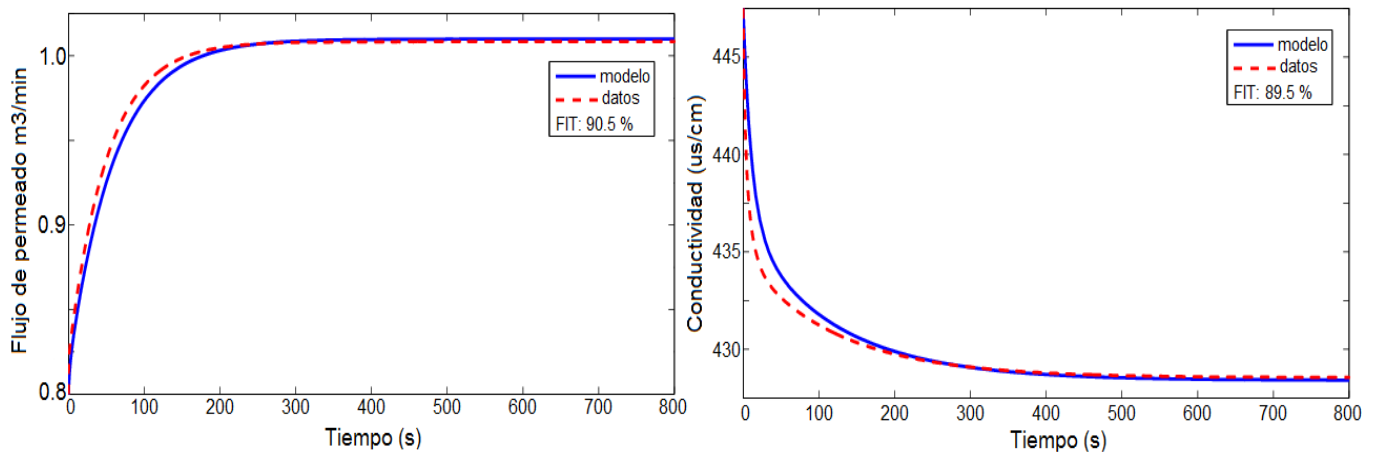


Fig. 3. Resultados de validación del modelo matemático obtenido de la unidad de OI.

### 3. DISEÑO DEL CONTROLADOR GPC MULTI-VARIABLE PARA EL CONTROL DE LA UNIDAD DE OI

Es conocido, que entre los éxitos del GPC, propuesto por Clarke et al. (1987) se encuentra el propiciar una forma más general de formular el problema de control en el dominio del tiempo utilizando un modelo interno de la planta basado en funciones de transferencia (modelo CARIMA). El GPC ha mostrado un buen desempeño con cierto grado de robustez, por lo cual puede ser utilizado en el control de una amplia gama de plantas industriales. Una de las ventajas de este tipo de controlador consiste en que las plantas multivariadas pueden ser manipuladas de forma directa, sin necesidad de utilizar, por ejemplo, desacopladores (Bao-cang, 2010).

El modelo (1) de la unidad de OI objeto de estudio (planta) puede ser representado en forma de función de transferencia multivariable (CARIMA) con  $m$  entradas y  $n$  salidas:

$$A(q^{-1})y(k) = B(q^{-1})u(k-1) + C(q^{-1})\frac{e(k)}{\Delta}, \quad (10)$$

donde,  $A(q^{-1})$  y  $C(q^{-1})$  son matrices polinomiales mónicas de dimensiones  $n \times n$ , y  $B(q^{-1})$  es una matriz polinomial de dimensión  $n \times m$ , definidas como:

$$A(q^{-1}) = I + A_1q^{-1} + \dots + A_{na}q^{-na}; \quad (11)$$

$$B(q^{-1}) = B_0 + B_1q^{-1} + \dots + B_{nb}q^{-nb}; \quad (12)$$

$$C(q^{-1}) = I + C_1q^{-1} + \dots + C_{nc}q^{-nc}, \quad (13)$$

el operador  $\Delta$  se define mediante  $\Delta = 1 - q^{-1}$ ,  $y(k)$  es el vector de salida de dimensión  $n \times 1$ ,  $u(k)$  es el vector de entrada de dimensión  $m \times 1$ ,  $e(k)$  es el vector de ruido blanco de media cero de dimensión  $n \times 1$ ,  $I$  es una matriz unitaria de dimensiones  $n \times n$ .

Considerando que en la práctica es muy difícil de estimar con suficiente exactitud los polinomios de ruido blanco coloreado (Camacho and Bordons, 1999), por simplicidad se asume  $C(q^{-1}) = I$ . En este caso, la expresión (10) se simplifica y se presenta en la forma:

$$A(q^{-1})y(k) = B(q^{-1})u(k-1) + \frac{e(k)}{\Delta}. \quad (14)$$

La secuencia de esfuerzo en el control óptima del controlador GPC multivariable se obtiene mediante la minimización de la siguiente función objetivo cuadrática:

$$J = \sum_{j=N_1}^{N_2} \|\hat{y}(k+j) - r(k+j)\|_R^2 + \sum_{j=1}^{N_u} \|\Delta u(k+j-1)\|_Q^2, \quad (15)$$

donde  $N_1, N_2$  son los valores mínimo y máximo del horizonte de predicción,  $N_u$  es el horizonte de control,  $y(k+j)$  es la predicción óptima  $j$  pasos hacia adelante de la salida de la planta,  $r(k+j)$  es la trayectoria de referencia futura,  $R$  y  $Q$  son matrices de ponderación definidas positivas de la se-

ñal de error y del esfuerzo en el control respectivamente, las cuales normalmente se eligen diagonales.

Para la obtención del predictor óptimo se utiliza la siguiente ecuación diofántica:

$$I = E_j(q^{-1})A(q^{-1})\Delta + q^{-j}F_j(q^{-1}) \\ = E_j(q^{-1})\tilde{A}(q^{-1}) + q^{-j}F_j(q^{-1}), \quad (16)$$

$$\text{donde } \tilde{A}(q^{-1}) = A(q^{-1})\Delta, \quad (17)$$

$E_j(q^{-1})$  y  $F_j(q^{-1})$  son matrices polinomiales únicas de dimensiones  $n \times n$  y orden  $j-1$  y  $n_a$  respectivamente, definidas mediante las siguientes expresiones:

$$E_j(q^{-1}) = E_{j,0} + E_{j,1}q^{-1} + E_{j,2}q^{-2} + \dots + E_{j,j-1}q^{-(j-1)}; \quad (18)$$

$$F_j(q^{-1}) = F_{j,0} + F_{j,1}q^{-1} + F_{j,2}q^{-2} + \dots + F_{j,na}q^{-na}. \quad (19)$$

Multiplicando (14) por  $\Delta E_j(q^{-1})q^j$  se obtiene:

$$E_j(q^{-1})\tilde{A}(q^{-1})\hat{y}(k+j) = E_j(q^{-1})B(q^{-1})\Delta u(k+j-1) \\ + E_j(q^{-1})e(k+j). \quad (20)$$

En (20) considerando (16) y después de algunos arreglos se obtiene la siguiente ecuación de predicción óptima  $j$  pasos hacia adelante de la salida:

$$\hat{y}(k+j) = E_j(q^{-1})B(q^{-1})\Delta u(k+j-1) + F_j(q^{-1})y(k) \\ + E_j(q^{-1})e(k+j). \quad (21)$$

De (21) se observa que todos los términos de ruido se encuentran en el futuro, lo cual significa que los mismos son desconocidos. Considerando el operador de esperanza matemática y teniendo en cuenta que  $E[e(k)] = 0$ , el valor esperado de  $y(k+j)$  se determina mediante:

$$\hat{y}(k+j) = E_j(q^{-1})B(q^{-1})\Delta u(k+j-1) + F_j(q^{-1})y(k). \quad (22)$$

Haciendo la matriz polinomial:

$$E_j(q^{-1})B(q^{-1}) = G_j(q^{-1}) + q^{-j}G_{jp}(q^{-1}), \quad (23)$$

donde el grado de  $G_j(q^{-1}) < j$ , la expresión (22) se presenta como:

$$\hat{y}(k+j) = G_j(q^{-1})\Delta u(k+j-1) + G_{jp}(q^{-1})\Delta u(k-1) \\ + F_j(q^{-1})y(k). \quad (24)$$

En (24), los dos últimos términos dependen de los valores pasados de las variables de salida y entrada de la planta y corresponden a la respuesta libre, mientras que el primer término depende sólo de los valores futuros de la señal de control y representa a la respuesta forzada.

La ecuación (24) puede ser reescrita como:

$$\hat{y}(k+j) = G_j(q^{-1})\Delta u(k+j-1) + f_j, \quad (25)$$

donde,

$$f_j = G_{jp}(q^{-1})\Delta u(k-1) + F_j(q^{-1})y(k). \quad (26)$$

El término de respuesta libre (26) se calcula de forma recursiva mediante:

$$f_{j+1} = q(I - \tilde{A}(q^{-1}))f_j + B(q^{-1})\Delta u(k+j), \quad (27)$$

con  $f_0 = y(k)$  y  $\Delta u(k+j) = 0$  para  $j \geq 0$ .

La predicción (25) se presenta en forma matricial a través de la expresión:

$$y = Gu + f, \quad (28)$$

donde  $G$  representa a la matriz de respuesta forzada y  $f$  a la respuesta libre.

La minimización de la función objetivo (15) se obtiene en forma analítica:

$$\frac{\partial J}{\partial u} = 0. \quad (29)$$

Si no existen restricciones, la ley de control óptima se obtiene mediante la siguiente expresión:

$$u = (G^T R G + Q)^{-1} G^T R (r - f). \quad (30)$$

Debido a la estrategia de horizonte móvil, en el instante  $t$  solamente se necesita la primera acción  $\Delta u(t)$  del vector de control  $u$ . Por consiguiente, solo la primera fila de la matriz  $(G^T R G + Q)^{-1} G^T R$ , es decir  $K$  resulta necesario calcular. De este modo, la ley de control puede expresarse como:

$$\Delta u(k) = K(r - f). \quad (31)$$

Es decir, la ley de control representa a una matriz de ganancia lineal que multiplica los errores de predicción entre la tra-

yectoria de referencia futura y la predicción de la respuesta libre de la planta.

#### 4. RESULTADOS

El modelo matemático (1) de la unidad de OI objeto de estudio considerando las expresiones (6)-(9) se presenta como:

$$\begin{bmatrix} F(s) \\ C(s) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.3654s+0.007}{95.38s^2+61s+1} & 0 \\ \frac{-9.35s-0.032}{299s^2+47.42s+1} & \frac{-460.7s-9.27}{1365s^2+140s+1} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} P(s) \\ pH(s) \end{bmatrix} \quad (32)$$

Discretizando (32) con un periodo de muestreo de 1.0 s se obtiene:

$$\begin{bmatrix} y_1(k) \\ y_2(k) \end{bmatrix} = \begin{bmatrix} \frac{0.0029z^{-1}-0.0028z^{-2}}{1-1.52z^{-1}+0.5275z^{-2}} & 0 \\ \frac{-0.0294z^{-1}+0.0284z^{-2}}{1-1.851z^{-1}+0.8536z^{-2}} & \frac{-0.324z^{-1}+0.3175z^{-2}}{1-1.902z^{-1}+0.9023z^{-2}} \end{bmatrix} \begin{bmatrix} u_1(k) \\ u_2(k) \end{bmatrix} \quad (33)$$

De la expresión (33) luego de algunos arreglos se obtiene:

$$A(q^{-1}) = \begin{bmatrix} 1-1.433q^{-1}+0.437q^{-2}+0.438q^{-3} & 0 \\ 0 & 1-1.83q^{-1}+0.843q^{-2}+0.867q^{-3} \end{bmatrix};$$

$$B(q^{-1}) = \begin{bmatrix} 0.0029-0.028q^{-1}-0.0026q^{-2} & 0 \\ -0.0294+0.284q^{-1}-0.0253q^{-2}-0.324+0.317q^{-1}-0.298q^{-2} \end{bmatrix}.$$

Los parámetros de ajuste del GPC son los siguientes:

$$R = \begin{bmatrix} 1 & 0 \\ 0 & 1 \end{bmatrix}, Q = \begin{bmatrix} 5 & 0 \\ 0 & 5 \end{bmatrix}, N_2 = 10, N_u = 3$$

Los resultados de simulación del sistema de control de la unidad de OI objeto de estudio con controladores GPC, DMC y PID se muestran en la Fig. 4.

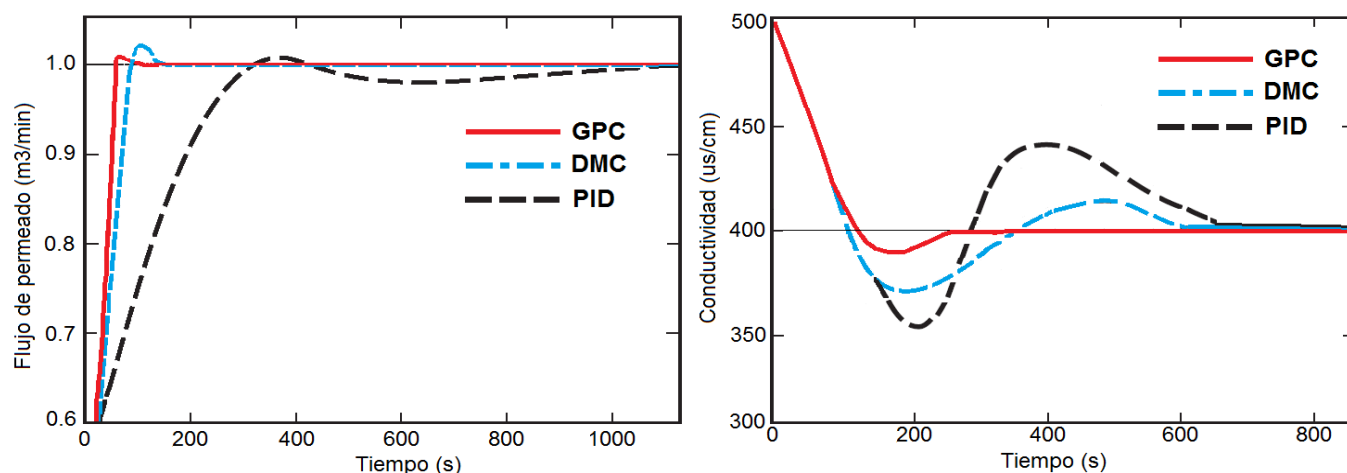


Fig. 4. Respuestas temporales del sistema de control de la unidad de OI objeto de estudio con controladores GPC, DMC y PID.

De la Fig. 4 se observa que el mejor comportamiento de la respuesta temporal del sistema de control de la unidad de OI se obtiene con el controlador GPC, el cual posibilita alcanzar las referencias externas con menor % de pico máximo y con

menor tiempo de establecimiento que con los controladores DMC y PID. Por consiguiente, con el controlador GPC se logran mejoras significativas en el control de la unidad de OI de la planta de purificación de agua cruda y por ende es posible formular medicamentos de mayor calidad.

## 6. CONCLUSIONES

Se desarrolló un controlador predictivo generalizado (GPC) multivariable para el control efectivo de las variables críticas de una unidad de OI de una planta purificadora de agua cruda de una industria biofarmacéutica.

Utilizando las herramientas de identificación de sistemas se obtuvo un modelo matemático multivariable de la unidad de OI objeto de estudio representado mediante las expresiones (1)-(5). Los resultados de validación revelaron que el modelo matemático obtenido reproduce de forma adecuada los datos de entrada/salida de la planta que no fueron utilizados en la construcción del modelo.

Los resultados comparativos de simulación del sistema de control de la unidad de OI objeto de estudio con controladores GPC, DMC y PID mostraron que la mejor respuesta temporal se obtiene cuando se aplica el GPC.

## REFERENCIAS

- Abbas, A. (2006). Model predictive control of a reverse osmosis desalination unit. *Desalination*, 194, 268-280.
- Alatiqi, I.M., Ghabris, A.H., and Ebrahim, S. (1989). System identification and control of reverse osmosis desalination. *Desalination* 75, 119-140.
- Albertos, P., and Sala, A. (2004). *Multivariable control systems: an engineering approach*. Springer-Verlag, London.
- Ali, M.A., Ajbar, A., Ali, E., and Alhumaizi, K. (2010). Robust model-based control of a tubular reverse osmosis desalination unit. *Desalination*, 255, 129-136.
- Ali, E., and Zafiriou, E. (1993). Optimization-based tuning of non-linear model predictive control with state estimation. *Journal of Process Control*, 3, 97-107.
- Angreni, E. (2009). Review on optimization of conventional drinking water treatment plant. *World Applied Sciences Journal*, 7(9), 1144-1151.
- Assef, J.Z., Waters, J.C., Deshpande, P.B., and Alatiqi, I.M. (1997). Advanced control of a reverse osmosis desalination unit. *Journal of Process Control*, 7, 283-289.
- Bao-cang, D. (2010). *Modern Predictive Control*. Taylor and Francis Group, Boca Raton, FL.
- Bartman, A.R., Christofides, P.D., and Cohen, Y. (2009a). Nonlinear model-based control of an experimental reverse osmosis water desalination system. *Ind. Eng. Chem. Res.*, 48, 6126-6136.
- Bartman, A.R., McFall, C.W., Christofides, P.D., and Cohen, Y. (2009b). Model-predictive control of feed flow reversal in a reverse osmosis desalination process. *Journal of Process Control*, 19, 433-442.
- Brunton L., Chabner B., and Kollman B. (2011). *Goodman & Gilman's. The Pharmacological Basis of Therapeutics*, 12 edition. McGrawHill, New York.
- Camacho, E.F., and Bordons, C. (1999). *Model Predictive Control*. Springer-Verlag, New York.
- Clarke, D.W., Mohtadi, C., and Tuffs, P.S. (1987). Generalized predictive control. Part I. The basic algorithm. *Automatica*, 23(2), 137-148.
- Feliu-Batlle, V., Rivas-Perez, R., and Castillo-Garcia, F.J. (2009). Fractional order controller robust to time delay variations for water distribution in an irrigation main canal pool. *Computers and Electronics in Agriculture*, 69 (2), 185-197.
- González-Lavaut, J.E., Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., and Castillo-García, F. (2009). Identificación del proceso de variación de la temperatura de la mezcla durante la formulación de medicamentos inyectables líquidos en un reactor químico. En: *Memorias del IX Simposio Internacional de Automatización*, La Habana, Cuba.
- Majali, F., and Ettouney, H. (2008). Design and operating characteristics of pilot scale reverse osmosis plants. *Desalination*, 222, 441-445.
- Medina San Juan, J.A. (2000). *Desalación de aguas salobres y de mar. Osmosis inversa*. Ediciones Mundi-Prensa, Madrid.
- Moncada-Valerio, J., Rivas-Perez, R., and Sotomayor Moriano, J. (2012). Control predictivo multivariable de un bastidor de ósmosis inversa de una planta desalinizadora de agua de mar. En, *Memorias del XV Congreso Latinoamericano de Control Automático*, CLCA, Lima, Perú.
- Pedregal, D.J., Rivas-Perez, R., Feliu, V., Sanchez, L., and Linares, A. (2009). A non-linear forecasting system for the Ebro River at Zaragoza, Spain. *Environmental Modelling & Software*, 24(4), 502-509.
- Richalet, J., Rault, A., Testud, J.L., and Papon, J. (1978). Model predictive heuristic control: Applications to industrial processes. *Automatica*, 14, 413-428.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., Castillo-Garcia, F.J., and Linares-Saez, A. (2014a). Mathematical model for robust control of an irrigation main canal pool. *Environmental Modelling & Software*, 51(1), 207-220.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., Castillo-Garcia, F.J., Sanchez-Rodriguez, L., and Linares Saez, A. (2014b). Robust fractional order controller implemented in the first pool of the Imperial de Aragon main canal. *Water Technology and Sciences*, 5(1), 23-42.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., Sanchez-Rodriguez, L., Pedregal-Tercero, D.J., Linares-Saez, A., Aguilar-Mariño, J., and Langarita-Garcia, P. (2008a). Identification of the first pool of the Imperial de Aragon main irrigation canal. *Hydraulic Engineering in Mexico*, 23(1), 71-87.
- Rivas-Perez, R., Feliu-Batlle, V., Castillo-Garcia F., and Linares-Saez, A. (2008b). System identification for control of a main irrigation canal pool. In: *IFAC Proceedings Volumes (IFAC-PapersOnline)*, 17(Part 1), 9649-9654.
- Rivas-Perez, R., Aref Ghraizi, R., Perán González, J.R., and Cesar Sánchez, E. (2000). Industrial boilers. Integral automatic control system. *Automática e Instrumentación*, 308, 79-84.
- Robertson, M.W., Watters, J.C., Deshpande, P., Assef, J., and Alatiqi, I.M. (1996). Model based control for reverse osmosis desalination processes. *Desalination*, 104, 59-68.
- Zhu Y. (2001). *Multivariable system identification for process control*. Elsevier Science & Technology Books, The Netherlands.