

# Diseño e implementación de un controlador para digestores anaerobios en industria tequilera.

R. A. Flores-Estrella<sup>a</sup>, H. O. Mendez-Acosta<sup>b</sup>, G. Quiroz<sup>c</sup>, R. Femat<sup>\*a</sup>

<sup>a</sup>IPICYT, División de Matemáticas Aplicadas

Camino a la presa de San José Apdo. Postal 2055, Col. Lomas 4a Sección,  
San Luis Potosí, S.L.P., México.

<sup>b</sup>CUCEI-UdG, Dpto. de Ingeniería Química, CUCEI, U.D.G.,

Boulevard Marcelino García Barragán s/n, Guadalajara, Jal., México.

<sup>c</sup>CIIDIT, Facultad de Ingeniería Mecánica y Eléctrica, UANL, Ciudad Universitaria

San Nicolás de los Garza, N.L., México.

rene.flores@ipicyt.edu.mx, hugo.mendez@ucei.udg.mx, griselda.quirozcm@uanl.edu.mx.

\*Corresponding author: rfemat@ipicyt.edu.mx

**Resumen**— Un controlador robusto via  $H_\infty$  fue diseñado e implementado en un digestor anaerobio escala planta piloto para el tratamiento de aguas residuales provenientes de la industria tequilera. El controlador fue diseñado tomando en cuenta funciones de peso que incluyen información en magnitud y frecuencia de señales clave como ruido, error y señal de control. Resultados muestran que el controlador es robusto ante variación paramétrica, perturbaciones, errores y ruido en la medición.

Derecho reservado ©AMCA.

**Keywords:** Control robusto, digestor anaerobio, control  $H_\infty$ .

## I. INTRODUCCIÓN.

La Digestión Anaerobia es un proceso que convierte materia orgánica en una mezcla gaseosa conformada principalmente por metano y dióxido de carbono mediante reacciones que se llevan a cabo por microorganismos. Entre algunas ventajas de estos sistemas se encuentran: la reducción de contaminantes, baja producción de lodos y producción de compuestos utilizados en generación de energía (hidrógeno y metano). Existen varias dificultades al operar y controlar este tipo de procesos (Méndez-Acosta, 2007): i) las características del agua residual varían en cuanto a cantidad y composición, (ii) la actividad de la biomasa cambia debido a la influencia de factores internos y externos, (iii) la falta de sensores adecuados en línea para el registro de variables importantes en el proceso, (iv) incertidumbre paramétrica.

Durante la pasada y actual década, han sido publicados varios trabajos que abordan la regulación del contenido orgánico disuelto en aguas residuales. Controladores del tipo lineal son deseables para su implementación a nivel industrial debido a su relativa simplicidad. Sin embargo, se ha demostrado que este tipo de controladores tienen desempeño limitado ante perturbaciones y cambios de referencia (Steyer, 2006). Debido a esto, varios esquemas de control han emergido. Un resumen de las ventajas y desventajas pueden resumirse en los trabajos presentados por Acosta y Steyer *et al* (Steyer, 2006) (Méndez-Acosta, 2005). Las diferentes propuestas han sido efectivas en la solución de

problemas en digestión anaerobia, sin embargo no ha sido explorada aún el abordar la problemática en general desde el enfoque de los diferentes elementos con componentes en frecuencia. Es decir, rechazo de perturbaciones en la concentración de alimentación, errores en medición e incluso acotamiento en los actuadores; cada uno de estos elementos tomando en cuenta componentes en la frecuencia de dichas señales durante la síntesis del controlador. Una alternativa para abordar estos elementos con componentes en la frecuencia es el control robusto.

En el presente trabajo se presenta una implementación experimental, la cual es una extensión de la propuesta presentada por Flores-Estrella y colaboradores (2013) de un controlador robusto bajo el procedimiento estándar de teoría  $H_\infty$ . En la contribución antes mencionada se presentan simulaciones numéricas y resultados que indican que el desempeño del controlador puede superar esquemas del tipo no lineal, dicha mejora es posible debido a la inclusión de señales con componentes en la frecuencia durante la síntesis del controlador. A fin de extender los resultados anteriores, para la implementación experimental se incluye un efecto en el error en la medición de la variable de salida, la cual no fue contemplado en el diseño inicial. La implementación experimental indica que el esquema propuesto es robusto ante errores de modelado, perturbaciones en la concentración de alimentación así como atenuar errores y ruido en la variable de medición. Adicionalmente, una preocupación en las implementaciones a nivel industrial es la saturación y el esfuerzo de los actuadores (a fin de alargar su tiempo de vida operativa); éstos dos aspectos también se consideran durante la síntesis del controlador.

## II. MODELO DINÁMICO.

El modelo de digestión anaerobia (1) es una reducción del inicialmente propuesto por Bernard *et al.* (Bernard, 2001). Este modelo reducido ha sido previamente utilizado en el diseño de controladores (Méndez-Acosta, 2008) y es el

siguiente:

$$\begin{aligned}\dot{x}_1 &= (\mu_1(x_3) - \alpha D) x_1 \\ \dot{x}_2 &= (\mu_2(x_4) - \alpha D) x_2 \\ \dot{x}_3 &= (x_{3,in} - x_3) D - k_1 \mu_1(x_3) x_1 \\ \dot{x}_4 &= (x_{4,in} - x_4) D + k_2 \mu_1(x_3) x_1 - k_3 \mu_2(x_4) x_2\end{aligned}\quad (1)$$

donde los estados son:  $x_1$  concentración de bacterias acidogénicas [g/l];  $x_2$  concentración de bacterias metanogénicas [g/l];  $x_3$  demanda química de oxígeno (DQO, [g/l]) y  $x_4$  ácidos grasos volátiles (AGV, [mmol/l]). Los escalares reales positivos  $x_{3,in}$  and  $x_{4,in}$  [g/l] representan las concentraciones de DQO y AGV en la corriente de alimentación. El factor de dilución  $D$  [hr<sup>-1</sup>] está definido como la relación del flujo de entrada  $Q_{in}$  [lhr<sup>-1</sup>] y el volumen del bioreactor  $V$  [l]. La fracción de biomasa en la fase líquida esta dada por la constante  $\alpha$  [0, 1]; donde  $\alpha = 0$  corresponde a un comportamiento reológico desarrollado por un reactor de cama fija mientras que  $\alpha = 1$  corresponde a un reactor ideal agitado continuo. El modelo (1) incluye dos funciones asociadas a la cinética de crecimiento de las bacterias acidogénicas ( $\mu_1(x_3)$ ) y metanogénicas ( $\mu_2(x_4)$ ). Dichas expresiones son representadas mediante la cinéticas de Monod y Haldane respectivamente (Rodríguez, 2008):

$$\begin{aligned}\mu_1(x_3) &= \mu_{1\text{máx}} \frac{x_3}{x_3 + K_{S1}} \\ \mu_2(x_4) &= \mu_{2\text{máx}} \frac{x_4}{x_4 + K_{S2} + (x_4/K_{I2})^2}\end{aligned}\quad (2)$$

donde los parámetros nominales  $\pi_0 \in \Pi = \{\alpha, \mu_{1\text{máx}}, \mu_{2\text{máx}}, K_{S1}, K_{S2}, K_{I2}, k_1, k_2, k_3\}$  son constantes reales cuyo valor es incierto.

De acuerdo a los resultados obtenidos por Flores-Estrella y colaboradores (Flores-Estrella, 2013), el modelo (1) tiene un punto de equilibrio ( $x^* \in R_+^4$ ) tal que  $x_1, x_2 \neq 0$ ,  $x_{j,in} > x_j > 0$ ,  $j = 3, 4$  para todo  $t \geq 0$  y condiciones iniciales dentro del dominio físicamente realizable. La siguiente proposición resume algunos resultados importantes:

**Proposición 1.** (Flores-Estrella, 2013) Considere el modelo (1) con cinética (2). Asuma que la concentración en el flujo de alimentación  $x_{j,in}$  para  $j = 3, 4$  es constante. Entonces, existe constantes  $\alpha \in [0, 1]$  y  $D^* \in [\underline{D}, \bar{D}] \subset R_+$  la cual contienen las condiciones normales de operación, tal que el modelo (1) tiene un único punto de equilibrio  $x^* \in \Omega_r = \{x \in R_+^4 : x_3 < x_{3,in}, x_4 < x_{4,in}\}$ , el cual es localmente estable.

Las coordenadas  $x^* \in \Omega_r \subset R_+^4$  del punto de equilibrio están dadas por las siguientes expresiones:

$$\begin{aligned}x_1^* &= \frac{(x_{3,in} - x_3^*) D}{k_1 \mu_1(x_3^*)} \\ x_2^* &= \frac{(x_{4,in} - x_4^*) D + k_2 \mu_1(x_3^*) x_1^*}{k_3 \mu_2(x_4^*)} \\ x_3^* &= \frac{\alpha D K_{S1}}{(\mu_{1\text{máx}} - \alpha D)}\end{aligned}\quad (3)$$

y la solución de la siguiente ecuación:

$$\alpha D x_4^{*2} + x_4^* (\alpha D K_{I2}^2 - \mu_{2\text{máx}} K_{I2}^2) + \alpha D K_{S2} K_{I2}^2 = 0 \quad (4)$$

donde los escalares  $x_{4+}^*$  y  $x_{4-}^*$  representan las soluciones de la ecuación de segundo orden.

### III. FORMULACIÓN DEL PROBLEMA DE CONTROL.

El principal objetivo del digestor anaerobio (DA) es descomponer la materia orgánica (considerada como contaminante) hasta concentraciones que cumplan con la legislación en materia ambiental. Estos contaminantes pueden ser medidos en términos de la demanda química de oxígeno (DQO). Por lo que, una de las principales variables en el DA es la DQO (Méndez-Acosta, 2007).

Dado un modelo dinámico que describa el DA es posible bajo ciertas circunstancias diseñar un controlador tal que mantenga las trayectorias (en cierto sentido) cercanas a un punto de operación deseado. Una alternativa sería variando el factor de dilución ( $D$ ) mediante una ley de control a fin de regular la DQO a un valor deseado. Es decir,  $D$  es la variable manipulada o de entrada representada por  $u$  y la variable de salida esta relacionada con la DQO y es representada por  $y$  (Méndez-Acosta, 2005). El controlador propuesto debe afrontar con las siguientes situaciones: dinámica no lineal del proceso, robustez ante errores de modelado, incertidumbre paramétrica, inestabilidad operacional debido a inhibición por producto, error y ruido en mediciones, y finalmente restricción en los actuadores. Adicionalmente, es deseable en el problema de regulación tomar en cuenta la presencia de perturbaciones tales como la variación en la concentración de la DQO en la entrada al DA.

### IV. SÍNTESIS DEL CONTROLADOR VÍA $H_\infty$ .

Continuando las ideas presentadas anteriormente, el problema de control de regulación de DQO puede ser abordado mediante la metodología estándar de control clásico  $H_\infty$ . Dado que el sistema (1) tiene un punto localmente estable  $x^*$  (cuyas coordenadas están dadas por (3) y (4)), es necesario calcular la entrada de control  $u = D - D^*$ , preservando la condición normal de operación  $x^* \in \Omega_r \subset R_+^4$ .

Básicamente la metodología de síntesis del controlador está descrita los siguientes pasos: (i) linealización del modelo no lineal (1), (ii) describir los requerimientos de la variación paramétrica y las señales contempladas mediante funciones de peso descritas en términos de magnitud y frecuencia, (iii) encontrar un controlador tal que cumpla con los requerimientos a lazo cerrado del sistema en cuestión.

#### IV-A. Planta nominal.

El modelo (1) fue linealizado mediante el cálculo del jacobiano  $J_{i,k}$  para  $i, k = 1, 2, 3, 4$  en el punto de equilibrio  $x^*$  descrito por (3) y (4). De esta forma el sistema lineal es representado por:

$$\begin{aligned}\dot{x} &= Ax + Bu; \quad x(t_0) = x_0 \\ y &= Cx\end{aligned}\quad (5)$$

donde  $A = \partial f_i / \partial x_k$ ,  $B = \partial f_i / \partial u^T$ , and  $C = [0, 0, 1, 0]$ . De este modo definimos la variable de entrada  $u = D - D^*$ , y la variable de salida  $y = x_3 - x_3^*$ . Para los parámetros nominales fueron considerados los obtenidos por Zárate y colaboradores (Zárate-Navarro, 2013). En la Figura 1 puede observarse  $P_{nom}$  la cual es la función de transferencia asociada a (5).

#### IV-B. Funciones de peso.

Funciones de transferencia con información en magnitud y frecuencia fueron diseñadas tomando en cuenta requerimientos en señales como: (i)  $W_e$  el error tolerado en la medición, (ii)  $W_u$  la acción de la señal de control, (iii)  $W_n$  el ruido asociado a la medición. Finalmente, la variación en los parámetros puede ser considerada mediante  $W_p$ , la cual captura la desviación de la respuesta en la frecuencia de los valores singulares entre de la planta nominal y un conjunto de plantas cuya variación paramétrica ( $\pi_{0,se} \in \Pi = \{\alpha, \mu_{1,m\acute{a}x}, \mu_{2,m\acute{a}x}\}$ ) es del tipo multiplicativa no estructurada. Las funciones de peso son las siguientes:

$$\begin{aligned} W_e &= \frac{(s/0,1) + 100}{s + (100)(0,005)} \\ W_u &= \frac{(s/0,2) + 100}{s + (100)(0,005)} \\ W_n &= \frac{s + (1000)(0,01)}{(s/0,02) + 1000} \\ W_p &= \frac{W_{p,num}}{W_{p,den}} \end{aligned} \quad (6)$$

donde  $W_{p,num} = 1,193 \times 10^{-5}s^3 + 4,695 \times 10^{-4}s^2 + 4,298 \times 10^{-3}s + 5,971 \times 10^{-5}$  y  $W_{p,den} = 1,193 \times 10^{-5}s^3 + 4,695 \times 10^{-4}s^2 + 4,298 \times 10^{-3}s + 5,971 \times 10^{-5}$ . En la Figura 1 se puede observar las funciones de peso dentro del diagrama de bloques asociado al problema de control. Cabe mencionar que dichas funciones de peso fueron construidas basadas en la metodología presentada por Flores-Estrella y colaboradores (2013), sin embargo debido al error presentado en la variable de medición se ajustaron ciertos parámetros como son la magnitud en la  $W_e$  y  $W_p$  a fin de mitigar un mayor error en la variable medida así como una mayor restricción en el controlador a fin de evitar saturación del mismo.

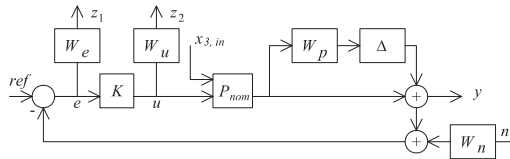


Figura 1. Diagrama de bloques asociado al problema de control.

#### IV-C. Cálculo del controlador.

En la Figura 1 se ilustra el diagrama de bloques del problema de control. Dado que el sistema (1) tiene un único punto de equilibrio ( $x^*$ ), el cual es localmente estable, es

posible diseñar un controlador tal que calcule una entrada de control ( $u$ ) la cual mantenga las condiciones normales de operación a pesar de perturbaciones en la concentración de DQO en el flujo de alimentación ( $x_{3,in}$ ).

Los elementos más importantes del diagrama de control son: la entrada de control  $u = D - D^*$ , ruido  $n$  y la concentración de DQO en la alimentación al bioreactor  $x_{3,in}$ . Se puede observar en el diagrama las señales asociadas con el error  $z_1$ , señal de control  $z_2$ , así como la asociada a la medición de DQO  $y = x_3 - x_3^*$ . Adicionalmente,  $P_{nom}$  representa la planta nominal,  $W_p$  está asociada con la variación paramétrica. Finalmente, se tienen las funciones de peso  $W_e$ ,  $W_u$  y  $W_n$  las cuales son descritas en (6). Es posible describir la relación de las señales de entrada  $z = [z_1 \ z_2 \ | \ e]^T$  y salida  $d = [n \ | \ u]^T$  mediante la planta generalizada:

$$G(s) = \left[ \begin{array}{c|c} W_e W_n & -W_e P_{nom} \\ \hline 0 & W_u \\ \hline -W_n & -P_{nom} \end{array} \right] \quad (7)$$

De este modo, es posible encontrar un controlador, si existe uno, el cual minimiza la siguiente norma:

$$\begin{aligned} \|T_{zd}\|_{\infty} &= \max_{\omega} \sigma [\mathfrak{S}_l(P, K)] \\ \mathfrak{S}_l(P, K) &= P_{1,1} + P_{1,2}K(I - P_{2,2}K)^{-1}P_{2,1} \\ \left[ \begin{array}{c} z_1 \\ z_2 \\ e \end{array} \right] &= \left[ \begin{array}{cc} P_{1,1} & P_{1,2} \\ P_{2,1} & P_{2,2} \end{array} \right] \left[ \begin{array}{c} [n] \\ u \end{array} \right] \end{aligned} \quad (8)$$

El problema de control sub óptimo fue resuelto numéricamente mediante la solución de la ecuación estándar de Riccati. Esto se llevó a cabo mediante el uso del programa Matlab<sup>®</sup>. El controlador nominal  $K(s)$  fue obtenido con  $\gamma = 0,1517$ . Dado que la variación paramétrica esta dada por  $\Lambda = \{(I + W_p\Delta)P_{nom} : \Delta \in RH_{\infty}\}$ , la condición de estabilidad robusta se cumple para  $\|W_p P_{nom} K(I + P_{nom}K)^{-1}\|_{\infty} = 0,3482 \leq 1$  (Zhou, 1999). El controlador obtenido  $K_{8^{\circ}}(s)$  fue de orden ocho, sin embargo mediante el análisis de los valores Hankel es posible reducir el orden del controlador mediante una truncación balanceada. Lo anterior se llevó a cabo asegurando la misma respuesta en la frecuencia de los valores singulares del controlador de orden completo ( $K_{8^{\circ}}(s)$ ) y el reducido ( $K_{4^{\circ}}(s)$ ) en el rango de frecuencia donde es sensible la planta nominal ( $P_{nom}$ ). De este modo el controlador reducido esta dado por  $K_{4^{\circ}}(s) = K_N(s)/K_D(s)$ , donde:  $K_N(s) = 7,73s^3 + 186,7s^2 + 239,1s + 16,99$  y  $K_D(s) = s^4 + 65,81s^3 + 767s^2 + 1212s + 416,8$ .

#### V. IMPLEMENTACIÓN EXPERIMENTAL.

En la siguiente sección se describirá el proceso y equipo donde se llevo a cabo la implementación experimental así como los equipos utilizados para la medición y adquisición de datos. Adicionalmente, se presentan algunos resultados relevantes.

#### V-A. Planta piloto.

El proceso de DA se llevó a cabo en un biodigestor de flujo ascendente de cama fija escala piloto. El material de construcción del bioreactor es de acero cuyo volumen efectivo es 445 litros. El soporte utilizado es Cloisonyl<sup>®</sup> con una estructura la cual permite una mayor superficie de adherencia de la biopelícula. El diagrama esquemático del proceso se ilustra en la Figura 2. La vinaza cruda es previamente diluida en un tanque de alimentación de 200 litros a fin de ajustar la composición de la DQO a  $15[\text{gr}/\text{l}]$  y el pH  $6,5 - 7,0$ . Lo anterior se logra adicionando agua y una solución de hidróxido de sodio ( $\text{NaOH}$ ). Mediante una bomba peristáltica (conectada al tanque de alimentación) se mantiene un factor de dilución ( $D$ ) calculado por el controlador  $K_{40}$ . Esta corriente es mezclada con una corriente de recirculación y posteriormente se introduce al DA a fin de propiciar una corriente homogénea. El efluente de la zona superior del DA es colectado en un divisor de dos corrientes, el cual permite mantener el nivel del DA. Una corriente del divisor es recirculada (esta se mezcla con la corriente que se bombea del tanque de alimentación) y la otra corriente es liberada del proceso. Un porcentaje del 20% aproximadamente de la corriente es procesada en un equipo de filtrado, el permeado es analizado posteriormente en un equipo de medición en línea y la corriente concentrada es retornada a la corriente de recirculación. La temperatura del DA se mantuvo regulada a  $36 \pm 1^\circ\text{C}$  mediante un intercambiador de calor.

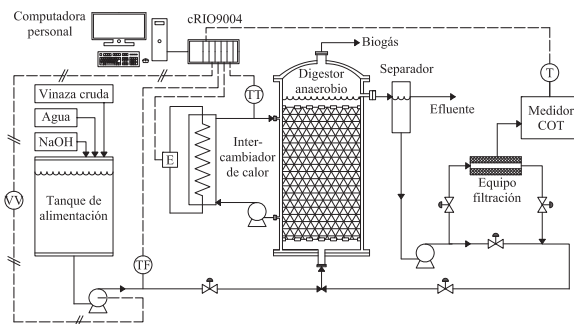


Figura 2. Diagrama esquemático del proceso de DA escala piloto.

#### V-B. Mediciones en línea.

La comunicación entre los sensores y actuadores del DA y una computadora personal fue posible mediante el dispositivo National Instrument cRIO9004<sup>®</sup>. La programación se llevó a cabo mediante LabVIEW<sup>®</sup> 8.2. Para la medición de la DQO ( $x_3$ ) se procedió a realizar un escalamiento de dicha variable con el carbono orgánico total (COT). Mediante un analizador AppliTOC-AppliTEK se logró mediciones en línea del COT. Es decir, mediante una relación lineal se obtuvo el valor de la DQO mediante mediciones en línea del COT. Posteriormente, el controlador robusto vía  $H_\infty$  calculó la variable de entrada ( $u = D - D^*$ ) la cual está relacionada con el flujo que se introducía al DA.

#### V-C. Implementación del controlador.

Durante toda la implementación experimental fueron utilizadas aguas residuales diluidas provenientes de la industria del tequila. La dilución fue necesaria para mantener una DQO promedio de  $15[\text{gr}/\text{l}]$  ( $\pm 0,5[\text{gr}/\text{l}]$ ), la cual fue determinada de manera puntual fuera de línea. De este modo se consideró la robustez del controlador ante perturbaciones en la DQO de alimentación.

El proceso de filtración se llevó a cabo mediante un sistema de filtrado con diámetro de poro de  $10 \mu\text{m}$ . Dicho proceso de filtrado inducía un error de medición debido a la contribución de la biomasa no retenida por el sistema de filtrado en la contabilización total de COT. Debido a que no se regulaba de manera directa la cantidad de flujo que se introducía el sistema de filtrado, un cambio de flujo provocaba un cambio en la presión y por lo tanto una variación en la calidad del filtrado. Esto último provocaba un error al rededor de  $\Delta = \pm 0,25[\text{gr}/\text{l}]$ . De hecho, éste fenómeno fue una prueba de robustez del controlador ante errores de medición.

#### V-D. Resultados y discusión.

En la Figura 3 se puede observar la respuesta de la variable de salida ( $y = x_3 - x_3^*$ ) bajo la acción de la ley de control propuesta. El controlador regula satisfactoriamente la salida mientras se atenúan las perturbaciones debidas a la variación de la DQO de alimentación. Adicionalmente, el controlador reguló la salida a pesar de los errores de medición asociados a la contribución de DQO debida a la biomasa ( $\Delta = \pm 0,25[\text{gr}/\text{l}]$ ). Errores de medición a  $t = 16, 62, 100, \text{ y } 122[\text{hr}]$  fueron provocados debido al mantenimiento y limpieza del sistema de medición y filtración, sin embargo el controlador fue capaz de mitigar estas perturbaciones. La Figura 4 muestra el comportamiento del factor de dilución calculado por el controlador durante el experimento. A pesar de un comportamiento aparentemente oscilante del factor de dilución es posible

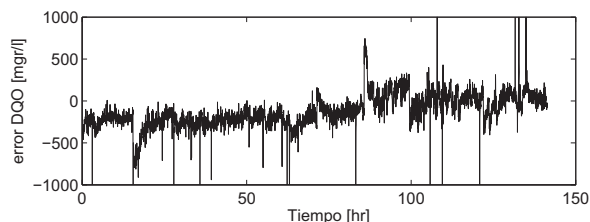


Figura 3. Error en la concentración de DQO a la salida del reactor.

## VI. CONCLUSIONES.

El diseño y la implementación experimental de un controlador robusto vía  $H_\infty$  clásico se llevó a cabo para un DA escala planta piloto. El controlador es evaluado en la regulación robusta de la variable de salida en el tratamiento

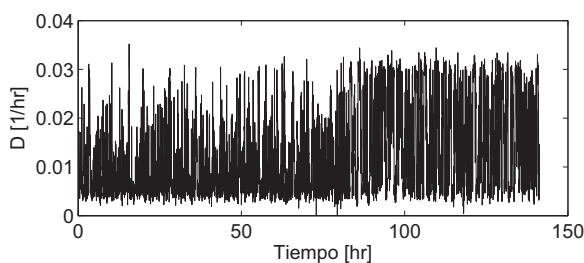


Figura 4. Señal de control calculada por el controlador.

de aguas residuales provenientes de la industria del tequila. Los resultados experimentales indican que el controlador es capaz de regular la DQO de salida del DA ante: (i) variación paramétrica, (ii) perturbaciones en la DQO de alimentación, (iii) errores y ruido en la medición de DQO. El controlador propuesto es un candidato a ser implementado a escala industrial debido a: (i) la estructura lineal, (ii) no son necesarios equipos de medición sofisticados, (iii) errores de medición fueron compensados, lo cual es común en implementaciones a escala industrial.

#### VII. AGRADECIMIENTOS.

Flores-Estrella agradece al CONACyT por el apoyo proporcionado mediante la beca otorgada no. 160117 y al cuerpo académico Ingeniería de Bioprocesos por su apoyo para la implementación experimental a través del proyecto CONACyT-CB 2009, no. 101971. Quiroz agradece al PAICYT-UANL por el apoyo a través del proyecto no. IT546-10.

#### REFERENCIAS

- Bernard, O., Hadj-Sadok, Z., Dochain, D., Genovesi, A., Steyer, J.P., (2001). Dynamical model development and parameter identification for anaerobic wastewater treatment process. *Biotechnology and Bioengineering* **75**, 424–438.
- Flores-Estrella, R. A.; Quiroz, G.; Méndez Acosta, H. O.; Femat, R. (2013).  $H_{\infty}$  Control of Anaerobic Digester for Winery Industry Wastewater Treatment. *Industrial and Engineering Chemistry Research* **52**, 2625–2632.
- Mendez-Acosta H.O., Campos-Delgado D.U., Femat R., González-Álvarez V. (2005). A robust feedforward/feedback control for an anaerobic digester. *Computers and Chemical Engineering* **29**, 1613–1623.
- Méndez-Acosta H.O., Femat R., González Álvarez V. (2007). Selected Topics in Dynamics and Control of Chemical and Biological Processes. *Lecture Notes in Control and Information Sciences*, Springer, Alemania ISBN 01708643.
- Méndez-Acosta H.O., Palacios-Ruiz B., Alcaráz-Gonzalez V., Steyer J.P., González-Álvarez V., Latrille E. (2008). Robust Control of Volatile Fatty Acids in Anaerobic Digestion Processes. *Industrial and Engineering Chemistry Research* **47**, 7715–7720.
- Glover K., Doyle J.C. (1988). A robust control scheme to improve the stability of anaerobic digestion processes. *Systems and Control Letters* **11**, 167–172.
- Rodríguez J., Roca E., Lema J.M., Bernard O. (2008). Determination of the adequate minimum model complexity required in anaerobic bioprocesses using experimental data. *Journal of Chemical Technology and Biotechnology* **83**, 1694–1702.
- Steyer J.P., Bernard O., Batstone D.J., Angelidaki I. (2006). Lessons learnt from 15 years of ICA in anaerobic digesters. *Water Science and Technology* **53**, 25–33.

Zárate-Navarro, M. A. Estimación de parámetros y validación del modelo AM2 para un proceso de digestión anaerobia a escala piloto, Maestría en Ciencias en Ingeniería Química, CUCEI-Universidad de Guadalajara, Concluida: 16-04-2013.

Zhou, K. Essentials of robust control *Prentice Hall, New Jersey*.