

Optimación de un Biorreactor Aerobio para el Tratamiento de Aguas Residuales Industriales

Optimization of an Aerobic Bioreactor for the Industrial Wastewater Treatment

Jaime Moreno y Germán Buitrón

Coordinaciones de Automatización y de Bioprocesos Ambientales
Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México
Apartado Postal 70-472 CP. 04510, México, D.F.
E-mails: {moreno, gbm}@pumas.iingen.unam.mx

Artículo recibido en Junio 21, 2001; aceptado en Febrero 19, 2002

Resumen

El tratamiento de las aguas residuales industriales que contienen compuestos orgánicos tóxicos es difícil de realizar por métodos biológicos convencionales. Los reactores aerobios operados como SBR (Sequencing Batch Reactor) han demostrado ser la mejor alternativa para tales situaciones. Sin embargo, presentan dificultades relacionadas con los efectos tóxicos e inhibitorios de los residuos. En este trabajo se propone una nueva estrategia de control óptimo de tales reactores, que elimina una gran cantidad de desventajas e incrementa todas las variables de proceso del sistema. Tal ley de control se implanta utilizando un observador de estados no lineal. El objetivo del presente trabajo es verificar experimentalmente la viabilidad y las características de la estrategia de control propuesta en un reactor piloto.

Palabras Clave: Control de tiempo mínimo, Observador no lineal, Biorreactor aerobio, Plantas de tratamiento de aguas residuales tóxicas

Abstract

The biological treatment of industrial waste waters containing organic toxic compounds is very difficult. The aerobic SBR (Sequencing Batch Reactors) have shown to be the best alternative in such situations. However, they have difficulties in dealing with the toxic and inhibitory character of the wastes. In this work a new optimal control strategy for such reactors is proposed. It eliminates most of the known disadvantages and increases all process variables. This control law is implemented by using a nonlinear state observer. The objective of the present work is to verify the experimental viability and characteristics of the proposed control strategy in a pilot plant.

Keywords: Time optimal control, Nonlinear observer, Aerobic bioreactor, Toxic Wastewater Treatment Plants.

*Trabajo financiado por Conacyt 27530A y 27498T

1 Introducción

Los procesos de tratamiento de aguas residuales industriales deben satisfacer, por un lado, los requerimientos cada vez mayores de las leyes ecológicas y, por otra parte, es necesario minimizar los costos de construcción y operación, que cada vez juegan un papel más importante en la economía de la industria. Para poder satisfacer estos requerimientos son necesarias, además de procesos de tratamiento eficaces, estrategias de control adecuadas.

El tratamiento de las aguas industriales residuales que contienen compuestos orgánicos tóxicos, tales como las producidas en las industrias químicas y petroquímicas, es difícil de realizar por métodos biológicos. Muy pocas instalaciones de tratamiento de este tipo de aguas operan satisfactoriamente. Los mayores problemas se presentan debido a la variabilidad del agua residual, tanto en su composición como en su flujo (muchas operaciones en las plantas manufactureras ocurren en forma transitoria: lavado de los tanques, cambio del producto manufacturado, etc.); y debido al hecho de que tales sustancias son inhibitorias de la actividad de los microorganismos.

Los métodos tradicionales, como los procesos continuos de lodos activados, tienen serias dificultades para satisfacer los requerimientos exigidos a los efluentes. Los procesos discontinuos, en particular los Reactores Discontinuos Secuenciales (SBR por sus siglas, Sequencing Batch Reactor), han demostrado su eficiencia y flexibilidad en el tratamiento de aguas residuales con altas concentraciones de tóxicos (Irvine y Ketchum, 1989; Buitrón y Ortiz, 1997; Brenner y Chozick, 1992).

Un SBR opera generalmente en cinco fases bien definidas en el tiempo (figura 1): llenado, reacción, decantación, vaciado y tiempo muerto. Durante la fase de reacción, los microorganismos en suspensión dentro del reactor (los lodos activados) mineralizan los componentes tóxicos del agua residual. Las fases de decantación y vaciado generalmente tienen una duración fija basada en las características físicas de los lodos y del reactor. La manera en la que se determina la duración de cada

una de estas fases se denomina *Forma de Operación*, y tiene un gran impacto en las características del SBR. En la forma de operación *Usual* la duración de cada una de las fases es constante y fijada con base en la experiencia del operador. En particular, el llenado se realiza en el menor tiempo posible y la fase de reacción se fija suficientemente larga (regularmente 24 horas) para asegurar que las sustancias tóxicas hayan sido degradadas.

A pesar de sus ventajas sobre los reactores en continuo los SBR operados en la forma usual adolecen de dificultades, entre las cuales hay que destacar:

D1 Inhibición. Dada la naturaleza tóxica de las sustancias a degradar se presenta una disminución en la capacidad de degradación de la biomasa ante la presencia de altas concentraciones del sustrato. Esto conduce a la necesidad de realizar una *aclimatación* previa de la biomasa a la sustancia tóxica para hacerla biodegradable, y también a fijar los tiempos de reacción suficientemente largos para asegurar la mineralización del tóxico.

D2 Choques de concentración. Cuando se presenta un incremento sustancial e inusual en la concentración de entrada del tóxico el tiempo necesario para finalizar la degradación en tal ciclo se incrementa. Ya que el tiempo de reacción es fijo, puede fácilmente ocurrir que no se lleve a cabo la degradación completa. Por otro lado si las concentraciones de tóxico son muy altas la biomasa puede verse seriamente afectada en sus características poblacionales y fisiológicas e incluso morir.

D3 Desaclimatación. Este fenómeno consiste en la disminución de la capacidad de los microorganismos para realizar la degradación debido al *ayuno*, es decir, a la falta de sustrato tóxico por periodos largos de tiempo (Buitrón y Capdeville, 1995). Estos periodos de ayuno se presentan dado que los tiempos de reacción se fijan muy largos, para asegurar la degradación completa del sustrato. Es claro que tal procedimiento agrava el problema de desaclimatación.

D4 Ineficiencia y baja confiabilidad en la operación. La combinación de los factores anteriores y la forma de operación usual conducen a una baja eficiencia del reactor en términos de la cantidad de agua tratada por unidad de tiempo y por unidad de volumen del reactor. Adicionalmente las diversas perturbaciones presentes en la operación del sistema hacen que no se tenga ninguna certeza de que el tóxico haya sido degradado al final del ciclo.

En este trabajo se propone una estrategia de control *óptima* para el reactor, que elimina las desventajas anteriormente expuestas. Debido a que tal estrategia de control exige la medición de todas las variables relevantes del proceso, en particular la concentración del tóxico en el seno del reactor, que son difíciles y costosas de medir en línea, se propone utilizar la medición de la concentración de oxígeno disuelto en la fase líquida del reactor,

una variable fácil de medir, para estimar las demás variables de estado. Para hacer tal estimación se propone un observador de estados no lineal basado en el modelo matemático del proceso.

El objetivo del presente trabajo es demostrar experimentalmente que la estrategia de control óptima se puede implantar en una planta piloto para el tratamiento de aguas residuales tóxicas y que se obtienen mejoras sustanciales en los rubros listados anteriormente.

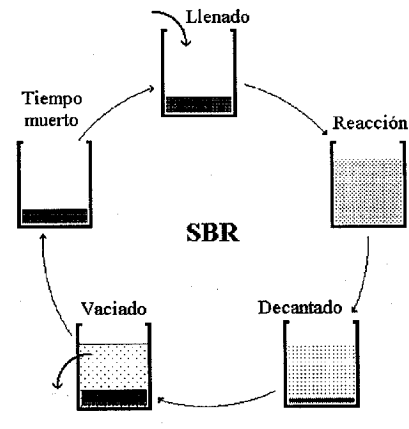


Figura 1: Fases de operación de un SBR

El resto del trabajo está organizado de la siguiente manera. En la próxima sección se describirá el modelo matemático del reactor y la estrategia óptima propuesta. La tercera sección describe el arreglo experimental utilizado y los experimentos desarrollados para probar la estrategia de control propuesta. En la cuarta sección se presentarán los resultados más importantes obtenidos y su discusión. Finalmente se harán algunas conclusiones.

2 Forma de operación óptima

2.1 Modelo matemático del biorreactor

Las fases de llenado y de reacción pueden ser descritas mediante el siguiente modelo, obtenido del balance de masas en el reactor (Henze *et al.*, 1986):

$$\dot{X} = (\mu(S) - K_d - D_{en}) X \quad (1)$$

$$\dot{S} = -\frac{1}{Y_{X/S}} \mu(S) X + (S_{en} - S) D_{en} \quad (2)$$

$$\dot{O} = -\left(\frac{\mu(S)}{Y_{X/O}} + b\right) X + (O_{en} - O) D_{en} + K_l a (O_s - O) \quad (3)$$

$$\dot{V} = Q_{en} \quad (4)$$

dónde, X , S , O son las concentraciones de biomasa, de sustrato y de oxígeno disuelto; $\mu(S)$ es la tasa de crecimiento específica de biomasa; $Y_{X/S}$, $Y_{X/O}$ son los coef.

de conversión biomasa/sustrato y biomasa/oxígeno; $K_I a$ es el coef. de transferencia del oxígeno; K_d es la tasa específica de mortalidad de biomasa; b es la tasa de respiración endógena del sustrato; S_{en} , O_{en} son las conc. sustrato y oxígeno en el flujo de entrada; O_s es la concentración de saturación de oxígeno; D_{en} es la tasa de dilución de entrada ($D_{en} = \frac{Q_{en}}{V}$); Q_{en} es el flujo de entrada de agua; y V es el volumen de agua en el reactor. Se denomina *sustrato* al conjunto de sustancias orgánicas disueltas en el agua residual que se desea eliminar (mineralizar). La *biomasa* es el consorcio de microorganismos que llevan a cabo la degradación del sustrato. En este caso se considera que la biomasa se encuentra en suspensión en la fase líquida del reactor.

Los sustratos de interés en nuestro caso son sustancias tóxicas, que inhiben naturalmente el crecimiento de la biomasa a concentraciones altas. Esto se refleja en el modelo matemático en que la tasa de crecimiento $\mu(S)$ se describe mediante la ley de Haldane (Henze *et al.*, 1986), dependiente únicamente del sustrato:

$$\mu(S) = \frac{\mu_{max} S}{K_S + S + S^2/K_I} \quad (5)$$

donde K_S y K_I son las constantes de afinidad y de inhibición, y μ_{max} es la tasa máxima de crecimiento específico.

Esta función es positiva para $S > 0$, modela la ausencia de crecimiento cuando $S = 0$ ó $S \rightarrow \infty$ ($\mu(0) = \mu(+\infty) = 0$) y además posee un máximo μ^* en $S = S^* = \sqrt{K_S K_I}$ (véase la figura 2).

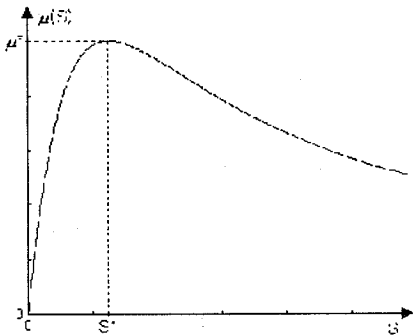


Figura 2: Ley de Haldane

2.2 Control de tiempo mínimo

La forma de operación óptima está basada en la ley de control de tiempo mínimo para el biorreactor. El objetivo de tal control es realizar las fases de llenado y de reacción en el menor tiempo posible, utilizando como variable de control al flujo de entrada de agua al reactor D_{en} . Esta estrategia de control fue propuesta por

(Moreno y Buitrón, 1998) y deducida rigurosamente en (Moreno, 1999). Para una tasa específica de crecimiento dada por la ley de Haldane (5) se minimiza el tiempo si la concentración de sustrato se mantiene en $S = S^*$, con lo que la velocidad de degradación permanece en su máximo valor ($\mu = \mu^*$) el mayor tiempo posible. Esto se logra controlando el flujo de entrada de agua para que primero se alcance S^* tan rápido como se pueda, después se mantenga esta concentración igualando la tasa de consumo de sustrato con su tasa de dilución en el medio (véase la ecuación (2): hacer $\dot{S} = 0$) y, finalmente, cuando el reactor se haya llenado, esperar hasta que la concentración de sustrato sea menor a un límite inferior preestablecido. La expresión matemática es:

$$Q_{en} = \begin{cases} 0 & \text{si } (V = V_{max}) \text{ ó } (S > S^*) \\ Q_{sing} & \text{si } (V < V_{max}) \text{ y } (S = S^*) \\ Q_{max} & \text{si } (V < V_{max}) \text{ y } (S < S^*) \end{cases} \quad (6)$$

dónde,

$$Q_{sing} = \frac{\mu^*(VX)}{Y_{X/S}(S_{en} - S^*)}$$

V_{max} es el volumen máximo alcanzable en el reactor y Q_{max} es el flujo máximo alcanzable por la bomba de alimentación del reactor. Nótese que esta expresión constituye una ley de control retroalimentada para el sistema. En (Moreno, 1999) se propone una ley de control robusta basada en (6) y que es la que se utilizará en la implantación real.

2.3 Observador de estados no lineal

Para implantar la ley de control se requiere de la medición continua de las concentraciones de biomasa, de sustrato y del volumen de agua en el reactor. Esta última variable puede medirse simple y económicamente, mientras que las dos primeras sólo pueden ser medidas fuera de línea, y requieren de un equipo costoso, sofisticado y de personal especializado para su manejo. Esto implica que la estrategia de control óptimo propuesta tenga muy pocas posibilidades de ser aplicada a nivel industrial.

En este trabajo se utilizará la concentración de oxígeno disuelto, cuya dinámica describe la ec.(3), para estimar, mediante un observador de estados no lineal, las otras dos variables de estado. La concentración de oxígeno disuelto se puede medir en línea fácilmente, mediante un oxímetro electrónico, que es un dispositivo económico, confiable, robusto y que no requiere de personal especializado para su operación. Estos son factores muy importantes para asegurar una operación segura y confiable de la planta de tratamiento.

La posibilidad de construir un observador de estados para un sistema no lineal depende de que se satisfagan ciertas propiedades de observabilidad y algunas condiciones adicionales, que dependen de la metodología de

diseño. Un análisis detallado de tales condiciones para el biorreactor (ec. 1-3) ha sido realizado en (Moreno y Vargas, 1999; Vargas, 1999; Vargas y Moreno, 1999). En síntesis, el sistema en consideración no satisface las condiciones requeridas por los métodos usuales de diseño de observadores, para poder construir un observador global en la región de trabajo del sistema. Esto se debe, esencialmente, al hecho de que el sistema no es observable para toda entrada. Esto significa que para algunas entradas ("malas") hay parejas de estados iniciales que se hacen indistinguibles. Sin embargo, para toda pareja de estados iniciales existen señales de entrada que los distinguen, por lo que el sistema es globalmente observable. Para contrarrestar tales dificultades se han propuesto para el biorreactor diversas soluciones (Vargas y Moreno, 1999), y se está trabajando en soluciones más satisfactorias.

A pesar de las dificultades para el diseño del observador global se ha propuesto el uso de un Filtro de Kalman Extendido (FKE) para estimar los estados del sistema (Moreno y Buitrón, 1998; Vargas, 1999; Vargas y Moreno, 1999). Aunque su convergencia sólo puede ser asegurada localmente y no es posible hacerla tan rápida como sería deseable, el comportamiento es razonablemente bueno para los fines experimentales (ver más adelante) y, para la forma de operar del reactor, el comportamiento del observador se mejora con cada ciclo (Vargas y Moreno, 1998). Este filtro fue probado con simulaciones digitales y su desempeño resultaba adecuado cuando el error inicial de observación era suficientemente pequeño (Moreno y Vargas, 1999). Con base en lo anterior se decidió probarlo experimentalmente en un reactor piloto de laboratorio, obteniéndose resultados satisfactorios (Vargas *et al.*, 2000), que se muestran más adelante.

El hecho de que el FKE funcione adecuadamente a pesar de las dificultades expuestas en el párrafo anterior se puede explicar por las siguientes razones: 1) Las entradas "malas" son poco frecuentes en el sistema, y la ley de control hace muy improbable que se presenten en la práctica. 2) Las dificultades expuestas son relevantes para la posibilidad de construir observadores *globales*. El FKE es, en cambio, un observador *local*, y por las condiciones experimentales del proceso se puede tener una gran certidumbre en que las condiciones iniciales del observador se encuentran cercanas a las verdaderas.

2.4 Estimación de los parámetros del modelo del biorreactor

El conocimiento de los valores de los parámetros del modelo del biorreactor es importante tanto para implantar la ley de control de tiempo óptimo como para la estimación de las variables de estado del sistema mediante el

observador. Esto se puede realizar mediante regresiones lineales o no lineales a partir de datos de concentración de sustrato, oxígeno y de las variables de entrada durante un ciclo. Estos procedimientos fuera de línea (Soto, 2000) deben realizarse periódicamente debido a la variación de los parámetros. Sus resultados son confiables para realizar el control del biorreactor pero no necesariamente para otros fines. Los parámetros del sistema son especialmente variables durante la fase de aclimatación y cuando se producen cambios fuertes en el proceso. Durante la operación normal, sin embargo, las variaciones en la dinámica del reactor son lentas.

3 Materiales y Métodos

El sistema piloto estuvo constituido por un reactor en lotes secuencial (SBR). El reactor empleado fue de acrílico con capacidad máxima de 8,5 litros equipado con un agitador y dos difusores de piedra, colocados en la parte inferior del reactor, para airear el agua. El tanque fue cubierto por una chaqueta de acrílico, por cuyo interior se hizo fluir agua para mantener la temperatura en un rango de $20 \pm 2^\circ\text{C}$. La concentración de oxígeno disuelto dentro del reactor fue medida empleando un oxímetro electrónico YSI 058, que fue conectado a una tarjeta de adquisición de datos dSPACE DS1102. Como equipo auxiliar se empleó una válvula solenoide (Marca SMC, modelo VXD2142) para controlar la cantidad de aire inyectada al reactor. El control de este flujo se realizó a través de un regulador de presión seguido por un rotámetro. Para el sistema de llenado y vaciado se emplearon dos bombas peristálticas de flujo variable (Masterflex modelo 7523 - 20), con capacidades máxima y mínima de 1750 y 5 ml/min, respectivamente, controladas remotamente por una computadora personal. Ésta también controlaba el encendido y apagado del aireador y del mezclador. El controlador óptimo y el observador fueron implantados en la computadora personal en SIMULINK, MATLAB. El arreglo experimental puede apreciarse en la figura 3.

Inicialmente fue necesario aclimatar los microorganismos al medio tóxico a degradar. Para el efecto se inoculó el reactor con un volumen de 7 l de lodos activados provenientes del tanque de aireación de una planta de tratamiento de aguas residuales municipales con una concentración de 2500 mg/l de Sólidos Suspendidos Volátiles (SSV). El sustrato empleado fue 4-clorofenol (4-CF) de grado analítico, como única fuente de carbono y energía, a dos concentraciones S_{en} : 175 y 350 mg/l en el influjo de agua. Para el correcto funcionamiento del sistema fue necesario adicionar nutrientes al medio: nitrógeno, fósforo y oligoelementos (AFNOR, 1985). En todos los experimentos realizados se midió la concentración de sustrato (4-CF) tomando muestras de la fase líquida del reactor durante la reacción y se procesaron

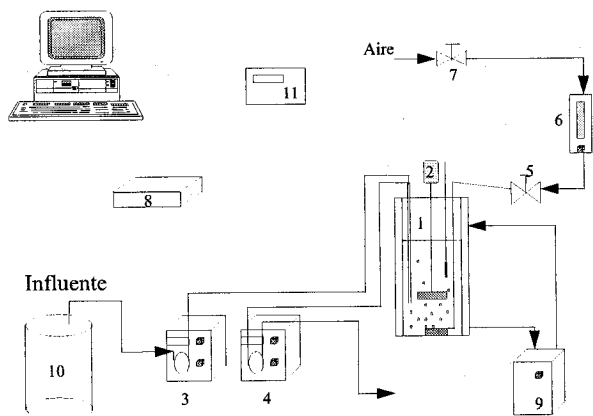


Figura 3: Arreglo experimental. Reactor (1), agitador (2), bomba de llenado (3), bomba de vaciado (4), válvula solenoide (5), rotámetro (6), válvula de presión (7), tarjeta de adquisición de datos (8), calentador (9), tanque de alimentación (10), medidor de oxígeno (11).

fuera de línea usando técnicas colorimétricas con 4-aminoantipirina (APHA, 1992). Para determinar la concentración de biomasa en diversos instantes se hicieron análisis de sólidos suspendidos totales (SST) y volátiles (SSV) (APHA, 1992). También se realizaron análisis de carbono orgánico total (COT) al final de la reacción para verificar que el sustrato realmente hubiera sido mineralizado (Shimadzu TOC-5050) (Vargas *et al.*, 2000).

Se realizaron dos grupos de experimentos con el fin de comparar las estrategias de control usual y óptima bajo condiciones de operación normales y ante picos de concentración, respectivamente. En cada uno de ellos se operan en paralelo dos reactores SBR, que se iniciaron y operaron bajo condiciones experimentales idénticas, excepto por la estrategia de control utilizada. Esto se logró dividiendo la biomasa de un reactor en dos partes y colocándolas en los reactores del experimento. En todos los casos los tiempos de decantado y vaciado se fijaron en 30 y 3 minutos, respectivamente, y la temperatura se mantuvo en $20 \pm 2^\circ \text{C}$.

Experimento 1: Ambos reactores tenían un volumen máximo de 7 l, un volumen de intercambio del 60% y la concentración de sustrato en el flujo de entrada S_{en} fue de 175 mg/l 4-CF. Uno de los reactores fue operado mediante la estrategia *usual*, es decir, la etapa de llenado se realizó tan rápido como fue posible (5 min) y la etapa de reacción se fijó en 24 horas. El otro reactor se operó mediante la estrategia *óptima*, siendo las etapas de llenado y reacción controladas de acuerdo a la estrategia de tiempo mínimo ya descrita y utilizando la estimación de la concentración de sustrato dada por el observador a partir de la concentración de oxígeno disuelto.

Experimento 2: En este caso el reactor operado me-

dante la estrategia *usual* tenía un volumen máximo de 3 l, mientras que el operado mediante la estrategia *óptima* tenía un volumen máximo de 6 l. En ambos reactores la concentración de biomasa inicial fue la misma, el volumen de intercambio fue del 60% y la concentración de sustrato en el flujo de entrada S_{en} fue de 350 mg/l 4-CF. Se aplicaron esporádicamente picos de concentración en el flujo de entrada con $S_{en} = 762 \text{ mg/l 4-CF}$.

Definiremos algunas variables de proceso utilizadas para evaluar sus características (Soto, 2000). Si S_{ef} es la concentración de sustrato en el efluente en mg/l 4-CF, T_r es el tiempo de reacción, es decir, el tiempo necesario para que la concentración de 4-CF se reduzca hasta su valor mínimo en el reactor, T_c es el tiempo de duración del ciclo, V es el volumen de agua en el reactor (en l), V_{int} es el volumen de agua intercambiado (en l) y $f = 0,04$ es un factor de conversión, entonces la *eficiencia de degradación* η se determina a partir de la relación $\eta = \frac{S_{en} - S_{ef}}{S_{en}}$. A su vez la *carga orgánica eliminada* B_{ve} , dada en Kg DQO/m³-d, se calcula mediante la expresión $B_{ve} = \frac{S_{en} V_{int} f \eta}{T_c V}$ y corresponde a la cantidad de materia orgánica oxidable por volumen útil de reactor y tiempo de ciclo degradada. Por otro lado la *Tasa específica de degradación* q_x , dada en mg 4-CF/h-g SSV, se calcula mediante $q_x = \frac{(S_{en} - S_{ef}) V_{int}}{T_r X}$ y evalúa la actividad de la biomasa para consumir el sustrato. Una variable relacionada es la *Tasa de degradación volumétrica* q_v , dada en mg 4-CF/l-h, y se calcula por $q_v = q_x X$.

4 Resultados y discusión

4.1 Parámetros y calibración

Bajo las condiciones del Experimento 1 los parámetros de la planta fueron obtenidos fuera de línea. En el cuadro 1 se muestran los parámetros empleados inicialmente. Para estos parámetros $S^* = 25 \text{ mg/l}$, por lo que el con-

Cuadro 1: Parámetros del biorreactor

μ_{max}	= 0,03 h ⁻¹	K_S	= 7,69 mg/l
K_I	= 81,25 mg/l	$Y_{X/S}$	= 0,3 mg _{SS} /mg _{4CF}
$Y_{X/O}$	= 0,85 mg _{DQO} /mg _{4CF}	K_d	= 0,01 h ⁻¹
b	= 0,003	K_{la}	= 13,5 h ⁻¹
O_S	= 7,0 h ⁻¹	Q_{max}	= 100 l/h
V_{max}	= 7,0 l	V_{min}	= 3,0 l

trolador en la estrategia *óptima* buscó mantenerla en ese valor. La concentración mínima para terminar la fase de reacción en esa estrategia fue de $S_{min} = 0,5 \text{ mg/l}$.

Con los parámetros del cuadro 1 el observador estimó satisfactoriamente la concentración de sustrato en el reactor. En la figura 4 se muestran los resultados de

la estimación de la concentración de sustrato para tres ciclos del reactor operado mediante la estrategia *óptima*, durante los cuales se tomaron muestras para obtener el valor real de dicha concentración. Como se aprecia la estimación es bastante buena, considerando que los parámetros del biorreactor eran altamente variables y que las incertidumbres y los ruidos de medición son altos en este tipo de sistemas. Debido a que el proceso es muy variable los parámetros usados por el observador debieron ser actualizados periódicamente. Esto causa dificultades para la implantación en un ambiente industrial. Sin embargo, este problema puede ser resuelto mediante la utilización de algoritmos de identificación de parámetros, que están en su fase de desarrollo actualmente.

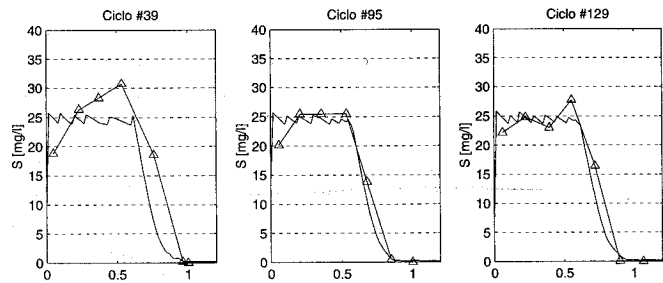


Figura 4: Estimación del sustrato (—) durante tres ciclos significativos: comparación con mediciones hechas a partir de muestras (—△—).

4.2 Experimento 1

La figura 5 muestra las eficiencias de degradación de carbono orgánico total y la cantidad de carbono presente en el efluente (promedio diario) para el reactor operado mediante la estrategia *óptima* en el experimento 1. Los resultados muestran que la estrategia de control *óptimo* con observador logró eficiencias de remoción promedio del 95% como COT (Carbono Orgánico Total) y 5 mg/l de COT en el efluente. Aunque no se muestra, la eficiencia de degradación de 4-CF fue superior al 99%, con un promedio de 0,4 mg/l de 4-CF en el efluente. Esto indica que, siendo el 4-CF la única fuente de carbono en el influente, prácticamente todo ha sido consumido por los microorganismos. Una fracción del COT se debe a la mortalidad natural de la población de microorganismos.

La evolución de las características de la biomasa para el reactor controlado mediante la estrategia *óptima* durante el experimento 1 se presenta en la figura 6. Para un tiempo de retención celular de 13 días nótese que las concentraciones de sólidos suspendidos totales y volátiles presentes en el efluente disminuyen hasta valores entre 15 y 20 mg/l, lográndose una disminución del 50% con respecto a los valores iniciales. Esto indica que los lodos

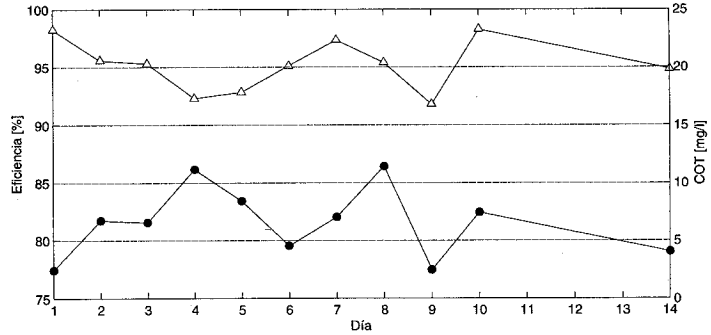


Figura 5: Eficiencia de degradación de carbono orgánico total (COT) (—△—) y concentración COT (—●—) en el efluente para la operación con la estrategia *óptima* y $S_{en} = 175$ mg/l de 4-CF.

decantan bien y que casi no hay pérdida de ellos durante el vaciado. Este resultado se comprueba al calcular el índice volumétrico de lodos (IVL), que es el cociente del volumen de lodos sedimentados en una probeta de un litro y la concentración de biomasa en el reactor. Para tener lodos con buenas características de sedimentación, el IVL debe ser menor a 100 ml/g (Wesley *et al.*, 1992). Como se observa en la figura 6, esto se logró consistentemente e, incluso, se llegaron a alcanzar valores de 40 g/ml. Estos parámetros muestran la excelente calidad de los lodos obtenidos en el sistema controlado mediante la estrategia *óptima*.

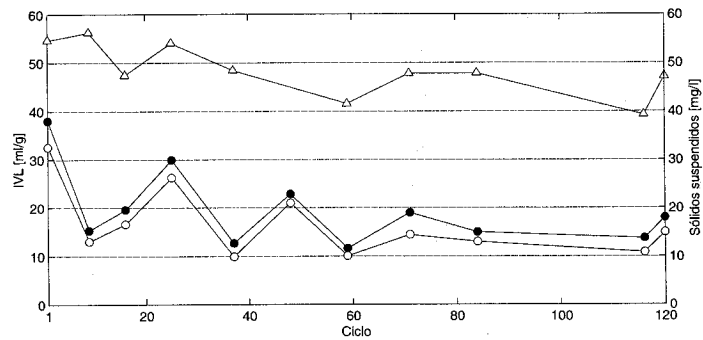


Figura 6: Comportamiento de la biomasa durante el experimento: Número de ciclo vs. índice volumétrico de lodos (IVL) (—△—); vs. sólidos suspendidos totales (—●—) y volátiles (—○—) en el efluente.

En el cuadro 2 se muestran los valores de algunas variables de proceso para el experimento 1 y para ambas estrategias de control. En la segunda columna aparece el valor inicial del parámetro para ambos reactores. En la tercera columna aparece el valor alcanzado por el parámetro para la estrategia usual de control después de una semana de operación, mientras que la última

columna muestra el valor alcanzado bajo la estrategia óptima de control. El tiempo de reacción T_r decreció en un 20 % con relación al valor inicial para la estrategia óptima mientras que se incrementa en un 60 % para la estrategia de control usual. El mismo comportamiento se observó para las demás variables de proceso. La carga orgánica eliminada B_{ve} se incrementó en un 40 % con respecto al valor inicial en la estrategia óptima mientras que con la estrategia usual se redujo a un 8 % de su valor inicial! Adicionalmente, la tasa de degradación específica q_x se incrementó en un 25 % para la estrategia óptima y se redujo a un 32 % de su valor inicial para la usual.

Cuadro 2: Variables de proceso de la estrategias óptimas y usual a 24 h. y con $S_{en} = 175 \text{ mg/l}$ 4-CF

Variables de proceso	Inicial	Usual	Óptima
T_r [h]	1,2	2	1
q_x [mg4 - CF/h - gSSV]	24,8	8	31
q_v [mg4 - CF/1 - h]	76,7	20	110
B_{ve} [KgDQO/m ³ - d]	2,23	0,16	3,1

4.3 Experimento 2

En el experimento 2 se utilizó una concentración de entrada de sustrato de $S_{en} = 350 \text{ mg/l}$ para ambos reactores y un tiempo de ciclo de 12 h para la estrategia usual. La figura 7 muestra que con la estrategia óptima el tiempo de reacción decrece hasta aproximadamente 2.7 h, mientras que con la estrategia usual éste tiempo se incrementó hasta más de 5,5 h. Este resultado implica una mayor actividad y eficiencia de los microorganismos cuando se emplea la estrategia propuesta.

Como se observa en la figura 7 la carga orgánica eliminada B_{ve} para la estrategia óptima llegó a incrementarse hasta a $2,7 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{día}$, mientras que para la estrategia usual apenas alcanzó $0,7 \text{ kgDQO/m}^3 \cdot \text{día}$. La estrategia de control de tiempo óptimo casi cuadruplicó esta medida con respecto a un SBR típico. Con respecto a las características de la biomasa se observó un comportamiento similar al encontrado en el experimento 1.

Para probar el comportamiento del reactor bajo las dos estrategias de control ante picos de concentración, es decir, ante cambios súbitos de la concentración de entrada del sustrato, se incrementó durante un ciclo la concentración de entrada de sustrato de $S_{en} = 350$ a $S_{en} = 763 \text{ mg/l}$ y se regresó en el siguiente ciclo a 350 mg/l . El cuadro 3 muestra los valores de algunas variables de proceso para el ciclo donde se tiene el pico y los ciclos anterior y posterior. Nótese que para la estrategia de operación usual q_v y q_x no sólo disminuyeron durante el pico sino que también se mantuvieron bajos después

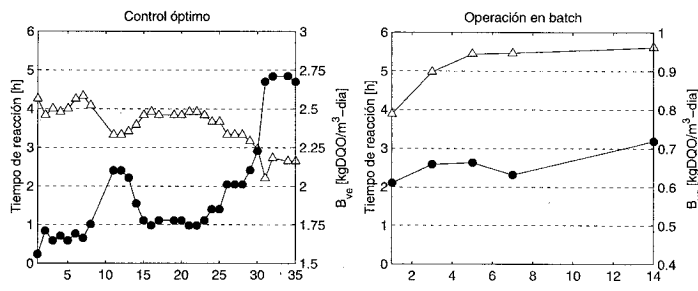


Figura 7: Tiempo de reacción ($-\Delta-$) y carga orgánica eliminada ($- \bullet -$) para dos reactores operados con estrategias distintas

de este y les tomó algunos ciclos para poder recuperar su valor original. En cambio, con la estrategia óptima estas variables no sólo regresaron inmediatamente a su valor original, sino que su valor se incrementó durante el pico. Esto último es explicable, ya que la biomasa permanece durante un tiempo mayor del ciclo en su máxima actividad (cuando $S = S^*$). La eficiencia de remoción η para la estrategia usual fue baja (84 %) durante el pico, mientras que con la estrategia óptima se mantuvo en un valor alto (94 %). La caída en la eficiencia para la estrategia usual se debió a que en las 12 horas del ciclo la degradación no pudo ser completada, ya que el sustrato tóxico inhibe la actividad de los microorganismos y disminuye la velocidad de la reacción de degradación. Esto baja la eficiencia y aumenta las concentraciones de sustrato en el efluente. Esto no ocurre en el reactor controlado óptimamente, ya que la concentración de sustrato en el reactor es siempre inferior o igual al valor crítico S^* , independientemente de la concentración en la alimentación. Esto evita la inhibición y explica el excelente comportamiento del reactor. Las variables de calidad de biomasa y de operación corroboran este resultado.

5 Conclusiones

Los resultados experimentales presentados anteriormente permiten concluir que la estrategia de control óptimo, basada en un observador de estados, propuesta en este trabajo no sólo puede ser efectivamente implantada en un reactor piloto sino que también elimina todas las desventajas D1-D4 de la estrategia de control usual de un biorreactor aerobio SBR para el tratamiento de aguas residuales tóxicas. En general, con el uso de esta metodología se mejoran la eficiencia de degradación y todas las variables de proceso del reactor.

Cuadro 3: Variables de proceso de la estrategias óptimas y usual a 12 h. con valores de $S_{en} = 350$ mg/l 4-CF antes y después de un pico de concentración de $S_{en} = 762$ mg/l 4-CF

Variables de proceso	Estrategia Usual a 12 h.			Estrategia Óptima		
	Antes	Durante Pico	Después	Antes	Durante Pico	Después
q_x [mg 4-CF/h-g SSV]	22	12.6	9.6	13.8	19.4	14
q_v [mg 4-CF/l-h]	49.9	28.7	22	42.7	60	43.4
B_{ve} [Kg DQO/m ³ -d]	0.49	0.93	0.42	1.5	2.2	1.7
η [%]		84			94	

Referencias

APHA92, *Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater* 18a ed., American Public Health Association, Washington, D.C., USA, 1992.

AFNOR85, Evaluation en milieu aqueux de la biodégradabilité aérobie ultime des produits organiques solubles. *Normalisation française, NFT*, 90 - 312, 1985.

Buitrón, G. y B. Capdeville, Enhancement of the biodegradation activity by the acclimation of the inoculum. *Environ. Technol.*, 16:1175-1184, 1995.

Buitrón, G. y J. Ortiz, Biodegradation of phenolic compounds with a sequencing batch reactor. *Proc. 52th Industrial Waste Conference*, Purdue University, Section 7, Chapter 27:263-269, 1997.

Brenner, A. y R. Chozick, Treatment of a high-strength, mixed phenolic waste in an SBR. *Water Environ. Res.*, 64(2):128-133, 1992.

Henze, M., C.P.L. Grady Jr., W. Gujer, G.-R. Marais y T. Matsuo, Activated sludge model No. 1, *IAWPRC Scientific and Technical Reports*, No. 1, 1986.

Irvine, R. L. y Jr. L. H. Ketchum, Sequencing batch reactors for biological wastewater treatment. *Critical Rev. in Environm. Control*, 38(4):255-294, 1989.

Moreno, J., Optimal time control of Bioreactors for the Wastewater Treatment, *Optimal Control Applications & Methods*, 20:145-164, 1999.

Moreno, J. y G. Buitrón, Respirometry based time optimal control of an aerobic bioreactor for the wastewater treatment, *Wat. Sci. Tech.* 38(3): 219-226, 1998.

Moreno, J. y A. Vargas, Nonlinear observer design and observability of an aerobic bioreactor using respirometry, *Proc. European Control Conference 1999 (ECC99)*, Karlsruhe, Alemania, 1999.

Soto, G., *Biodegradación de compuestos tóxicos en un proceso SBR controlado por medio del oxígeno disuelto*, Tesis Maestría, Fac. Química-UNAM, 2000.

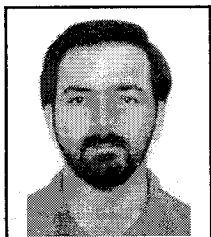
Vargas, A., *Control de tiempo óptimo de un biorreactor aerobio usando observadores no lineales*, Tesis de Maestría, Facultad de Ingeniería-UNAM, 1999.

Vargas, A., J. Moreno y G. Buitrón, Estrategia de control de tiempo óptimo para un SBR usando aprendizaje iterativo, *Memorias del XXVI Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental*, Lima, Perú, Nov. 1-5, 1998.

Vargas, A. y J. Moreno, Diseño de observadores para un sistema no lineal no completa ni uniformemente observable, *Proc. V Congreso de Ingeniería Eléctrica CIE99*, CINVESTAV-IPN, México, Sep., 1999.

Vargas, A., G. Soto, J. Moreno y G. Buitrón, Observer based time-optimal control of an aerobic SBR for chemical and petrochemical wastewater treatment, *Wat. Sci. Tech.*, 42 (5-6): 163-170, 2000.

Wesley, W. Eckenfelder y P. Grau, *Activated sludge process design and control: theory and practice*, Water Quality Management Lib., Vol. 1, E.U., 1992.



Jaime Moreno, es doctor en Ingeniería Eléctrica, especialidad en Control Automático, por la Universität der Bundeswehr de Hamburgo, Alemania, en 1995. Es investigador en el área de Control del Instituto de Ingeniería de la Universidad Nacional Autónoma de México. Sus áreas de interés son el desarrollo de métodos de estimación, observación robusta y optimización de sistemas no lineales y sus aplicaciones a (bio-)procesos.



Germán Buitrón, es doctor en Ingeniería del Tratamiento de Aguas por el Instituto Nacional de Ciencias Aplicadas de Toulouse, Francia, en 1994. Es coordinador del grupo de investigación de Bioprocesos Ambientales del Instituto de Ingeniería de la UNAM. Sus área de interés es el tratamiento de efluentes industriales contaminados por compuestos tóxicos orgánicos.

