

ALGORITMO DE CONTROL PARALELO PARA UN REACTOR AEROBIO CON UNA CORRIENTE DE RECIRCULADO

ALGORITHM FOR PARALLEL CONTROL FOR AN AEROBIC REACTOR WITH A RECIRCULATION CURRENT

A. Velasco-Pérez^{1*} y J. Alvarez-Ramírez²

¹Facultad de Ciencias Químicas, Universidad Veracruzana. Orizaba, México.

²Departamento de Ingeniería de Procesos e Hidráulica, Universidad Autónoma Metropolitana-Iztapalapa, D.F. México

Recibido 4 de Octubre 2004; Aceptado 13 de Julio 2007

Resumen

El objetivo de este artículo es proponer una estrategia simple de control retroalimentado para plantas lineales de múltiple entrada-una salida (MISO, por sus siglas en inglés). En esta estrategia obtenemos la función de transferencia de una clase de transferencia de cada entrada de control en una arquitectura de control paralelo. Esto es, cada controlador es derivado del mismo error de regulación. El esquema de control paralelo está dirigido a mejorar las capacidades de rechazo a las perturbaciones del proceso controlado. Una variable secundaria es utilizada en el esquema antes mencionado para un rechazo efectivo de las perturbaciones del sistema biológico. De esta forma, el uso de la tasa de dilución recirculada como entrada de control secundaria es con la finalidad de distribuir el esfuerzo de control. Las simulaciones resultantes son utilizadas para ilustrar la metodología del diseño de control y desempeño de los controladores resultantes.

Palabras clave: control paralelo, dos-entradas una-salida, reactor aerobio, corriente recirculada.

Abstract

The aim of this paper is to propose a simple feedback control strategy for multiple-input single-output (MISO) linear plants. One obtains the control transfer function of a class of each control input in a parallel control architecture. That is, every controller is driven by the same output regulation error. The parallel control scheme aimed to improve the disturbance rejection capabilities of the controlled process. A secondary variable is used in the above scheme mentioned to effectively reject disturbance to the biological system. In this way, the use of the recycle dilution rate as a secondary control input is in order to distribute the control effort. Simulation results are used to illustrate the control design methodology and the performance of the resulting controllers.

Keywords: parallel control, multiple-input single-output, aerobic reactor, recycle stream.

1. Introducción

Mediante el tratamiento de aguas residuales aerobio se fomenta el crecimiento natural de microorganismos aeróbicos como un medio para renovar los efluentes. Estos microorganismos son el motor de las plantas de tratamiento de aguas residuales. Los compuestos orgánicos son formas de alta energía de carbono y su oxidación conduce hacia formas de baja energía como el dióxido de carbono, el cual, es el combustible que da energía a estos microorganismos. La manera adecuada de cómo mezclar microorganismos aeróbicos, compuestos orgánicos solubles y oxígeno disuelto para lograr tasas altas de oxidación de materia orgánica, es una tarea de los ingenieros de aguas residuales.

La ingeniería de aguas residuales representa en la actualidad un área de interés mundial por razones de salud pública, económica y social. Los procesos bioquímicos tienen gran importancia en la industria de procesos. Un ejemplo importante son los reactores biológicos aeróbicos, los cuales son utilizados para disminuir la concentración de residuos a concentraciones aceptables por la ley del medio ambiente. El tipo de proceso de tratamiento de aguas residuales depende de qué contaminante se quiere remover y en qué cantidad (Patry y Chapman, 1981). De la mayoría de los procesos existentes, los procesos biológicos son una posible solución para la remoción de la materia orgánica.

Muchos procesos químicos son difíciles de operar efectivamente usando las técnicas de control existentes. Los sistemas biológicos son

* Autor para la correspondencia: E-mail: avelasco@uv.mx; alexaor_99@hotmail.com
Tel/Fax: (272)72 4 01 20

extremadamente complejos y operan bajo un número considerable de requerimientos rigurosos en desempeño y tolerancia de fallas. Típicamente los sistemas de control de procesos utilizan el mismo número de entradas manipuladas y salidas controladas.

Podemos explotar la estructura de control rectangular para diseñar controladores redundantes trabajando en una arquitectura de control paralelo, la cual, ante una perturbación muy grande y con saturaciones en la entrada de control, puede proveer una operación del proceso más suave y seguro que su contraparte no redundante. En principio, una estrategia de control diseñada con esta estructura en paralelo llevará a un sistema a lazo cerrado a lograr acciones de control moderadas y desempeño mejorado.

Recientemente, el problema de síntesis de controladores retroalimentados para procesos que emplean más entradas manipuladas que salidas controladas (es decir, sistemas rectangulares) han atraído la atención de la comunidad de control de procesos. La motivación está en que las entradas de control adicionales están comúnmente disponibles en la práctica; por lo que pueden ser usadas para aligerar el esfuerzo de control. Algunas estrategias han sido propuestas en la literatura de control estándar. Henson y col. (1995) han discutido sobre las características y desventajas de estas técnicas de control. Brevemente, estas técnicas incluyen control de posición de válvulas (Luyben, 1990), control coordinado (Chia y Brosilow, 1991), control paralelo (Balchen y Mimme 1988) y control óptimo H_∞ (Williams y col., 1992). Henson y col. (1995) remarcaron que el diseño de los procedimientos propuestos para técnicas posición de válvulas, coordinando y control paralelo son hechos para saturaciones muy particulares. Por otro lado, el control óptimo H_∞ tiene ciertos aspectos heurísticos ya que para obtener un control aceptable involucra un esfuerzo de diseño significativo, tal como la selección de funciones peso en el dominio de la frecuencia. En vista de lo anterior, Henson y col. (1995) proponen una metodología sistemática de síntesis de controladores motivada por el sistema de control responsable de la regulación de la presión sanguínea ("habituating control"). La idea principal es explotar las características específicas y objetivos operacionales de un proceso con dos tipos diferentes de variables manipuladas: (i) una lenta, cuya manipulación es económica, y (ii) una rápida, que en el proceso es cara. El resultado final es el diseño de una metodología de control paralelo (ej., *habituating* (Henson y col., 1995)).

En este trabajo estudiaremos el problema de control paralelo para reactores aerobios. Con este fin se proponen la manipulación simultánea del flujo de alimentación como variable primaria, y del flujo de recirculación como variable secundaria. Para el diseño del control retroalimentado se propone

utilizar técnicas basadas en factorización de la función de transferencia entrada-salida del proceso. Los resultados obtenidos muestran una mejora en la capacidad de procesamiento del reactor sin un deterioro significativo de la respuesta del proceso ante perturbaciones en la concentración del influente. Esto se ve reflejado cuando al introducir un control secundario se mejora la respuesta que cuando no lo hay. Los resultados son ilustrados mediante simulaciones numéricas en un modelo de bajo orden que retiene las características principales del proceso.

2. Modelo matemático

En una unidad típica de tratamiento de aguas residuales, el agua es alimentada al reactor biológico (Fig. 1) donde los compuestos orgánicos son degradados por medio de digestión aerobia; el cual es un proceso de oxidación bioquímica que involucra varias reacciones bioquímicas ocurriendo simultáneamente (Sundstrom y Klei, 1979). El efluente del bioreactor es alimentado a un tanque para la sedimentación del material orgánico sólido. El flujo de salida de la parte superior del sedimentador F_e es el agua tratada libre de sólidos. El flujo de salida inferior del sedimentador es dividido entre una corriente de reciclado y una biomasa adicional removida del proceso. La corriente del recirculado es recirculada al bioreactor para incrementar la concentración de biomasa y para estimular la oxidación de sólidos orgánicos (Georgieva y Feyo Acevedo, 1999). En particular, el incremento en la demanda mundial de procesos para el tratamiento agua que sean baratos y eficientes promueve a una mejora en la operación de procesos de digestión aerobia mediante el uso de estrategias de control.

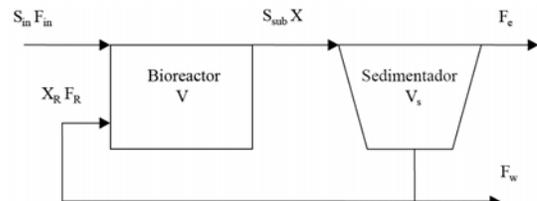


Fig. 1. Proceso de lodos activados con sedimentador.

2.1 Cinética de Reacción

En una unidad de lodos activados una comunidad de microorganismos es abastecida con materia orgánica y oxígeno. La mezcla de lodos y agua en el recipiente de aereación (Fig. 1) es llamada licor mixto (LM). Los fenómenos biológicos concernientes a la degradación de la materia orgánica pueden ser clasificados en dos etapas, oxidación y síntesis: (i) los microorganismos consumen la materia orgánica y bajo condiciones ambientales apropiadas transforman el contaminante biodegradable mediante un metabolismo aerobio en

dióxido de carbono, agua y minerales, generación de energía; (ii) esta energía es utilizada para la síntesis del resto de la materia orgánica en nuevas células (Georgieva y Feyo Acevedo, 1999).

El primer aspecto en el modelado es la cinética microbiana; la cual representa la interacción entre la materia orgánica y la biomasa. La dinámica de sedimentación no concierne directamente a la reacción bioquímica. Mejor dicho concierne a la doble función del sedimentador: la separación de los bioflóculos del líquido para generar un efluente libre de sólidos y el espesamiento de la biomasa en el fondo del sedimentador para ser recirculada dentro del aereador. Una descripción detallada de todas las reacciones que surgen en el bioreactor, generarían un modelo de ecuaciones diferenciales de orden superior (Verstraete y Vaerenbergh, 1986). Aunque se obtendría una descripción más detallada del proceso, no necesariamente se gana en un modelo para diseñar controladores. Esto es debido a que el diseño del control requiere las dinámicas dominantes del proceso, las cuales pueden ser retenidas mediante modelos relativamente sencillos. Por otro lado, usar modelos para diseñar controles puede resultar un procedimiento altamente complejos que no resultan en mejoras significativas en el desempeño del sistema controlado.

2.2 Descripción del Modelo

Para simplificar la representación del modelo del bioreactor, únicamente conservaremos las propiedades estructurales del proceso: (a) consideraremos disponible el modelo cinético apropiado para la degradación del residuo y asumiremos que la disponibilidad y transferencia de oxígeno no es una etapa limitante; (b) el proceso de lodos activados puede ser tratado como un sustrato simple, un sistema de biomasa simple; (c) el bioreactor está perfectamente mezclado, de tal forma que la concentración de cada componente es espacialmente homogénea. De esta manera, las dinámicas del proceso están representadas por el siguiente modelo:

Balance de masa del bioreactor

$$X(t) = \left(\mu(S_{sub}) - \frac{F_{in}(t) - F_R(t)}{V} \right) X(t) + \frac{F_R(t)}{V} X_R(t) \quad (1)$$

y

$$S_{sub}(t) = -\frac{1}{Y} \mu(S_{sub}) X(t) + \frac{F_{in}(t)}{V} S_{in} - \frac{F_{in}(t) + F_R(t)}{V} S_{sub}(t) \quad (2)$$

donde X es la biomasa activa microbiana, la cual es considerada como la cantidad total de lodos presentes en el licor mezclado, S_{sub} es el sustrato medido por la

Demanda Química de Oxígeno (DQO), V es el volumen del bioreactor.

Balance de masa en el sedimentador

La concentración de biomasa en la corriente de reciclado depende del sedimentador usado. La dinámica del sedimentador puede describirse por la siguiente ecuación:

$$X_R(t) = \left(\mu(S_{sub}) - \frac{F_{in}(t)}{V} \right) X_R(t) + \frac{X_R(t)}{V} (r(t) - 1) F_R(t) \quad (3)$$

donde F_w es el flujo del agua residual y V_s es el volumen del sedimentador.

El sedimentador tiene dinámica de primer orden por lo tanto es mucho más rápida que la del bioreactor y por lo tanto se puede despreciar. Por otra parte, se asume que tenemos una tasa constante en la concentración de sólidos en la entrada y salida, por lo que la descripción del sedimentador puede ser aproximada por Georgieva y Feyo Acevedo (1999) de la siguiente manera:

$$X_R(t) = r(t) X(t) \quad (4)$$

donde X_R es la concentración de la biomasa en la corriente de reciclado y el parámetro r es considerado la tasa de entrada-salida del sedimentador. En este trabajo se propone un modelo simplificado, la idea es utilizar la tasa de dilución del influente D_{in} (la cual está representada por la inversa del tiempo de residencia) y D_R la tasa de dilución recirculada para el proceso de digestión aerobio. Entonces los balances del sistema pueden ser representados por:

Balance de masa en el bioreactor

$$X(t) = (\mu(S_{sub}) - D_{in} - D_R) X(t) + D_R X_R(t) \quad (5)$$

$$S_{sub}(t) = -\frac{1}{Y} \mu(S_{sub}) X(t) + D_{in} S_{in} - (D_{in} + D_R) S_{sub}(t) \quad (6)$$

donde $\mu(\cdot)$ es la tasa de crecimiento específico, la cual, es el parámetro clave para la descripción del crecimiento de biomasa y consumo de sustrato de la reacción. Esta es modelada por la ecuación del tipo Monod

$$\mu(S_{sub}(t)) = \frac{\mu_m S_{sub}(t)}{K_m + S_{sub}(t)} \quad (7)$$

μ_m es la máxima tasa de crecimiento y K_m es la media de la constante de saturación de la materia orgánica biodegradable.

La concentración de biomasa (5) y la concentración de biomasa en la corriente de reciclado (4) están dadas en unidades de mg/l , la concentración de sustrato en $mg DQO/l$ y las tasas de dilución en unidades de h^{-1} . Los parámetros del modelos están reportados en Georgieva y Feyo

Acevedo (1999) y son los siguientes: $\mu_m = 0.2 \text{ h}^{-1}$, $K_m = 90(\text{mg/l})$, $Y = 0.6$, $S_{in} = 300(\text{mg DQO/l})$, $r = 3$.

2.3 Comportamiento a Lazo Abierto del Reactor Aerobio

Se realizaron simulaciones numéricas para evaluar el efecto de las condiciones iniciales y perturbaciones externas en el influente en el desempeño del proceso aerobio. La Fig. 2 muestra un ejemplo de la simulación de un reactor aerobio para el tratamiento de aguas residuales. Las condiciones iniciales se tomaron como $X=2000 \text{ mg/l}$ y $S_{sub}=200 \text{ mg DQO/l}$. La tasa de dilución del influente fue tomada como $D_{in}=0.16 \text{ h}^{-1}$ y la tasa de dilución del recirculado $D_R=0.04 \text{ h}^{-1}$. La dinámica del proceso es estable en el sentido de que en ausencia de una perturbación externa se mantiene constante el punto de operación deseado. En esta misma figura podemos observar que la eficiencia de remoción del sistema es alrededor de 75% y que en este caso el valor es aceptable. Sin embargo, si una perturbación externa actúa en el influente del proceso, la eficiencia de remoción en términos de DQO puede reducirse. Una alternativa sistemática para evitar este problema es el uso de una segunda variable manipulada en la estrategia de control.

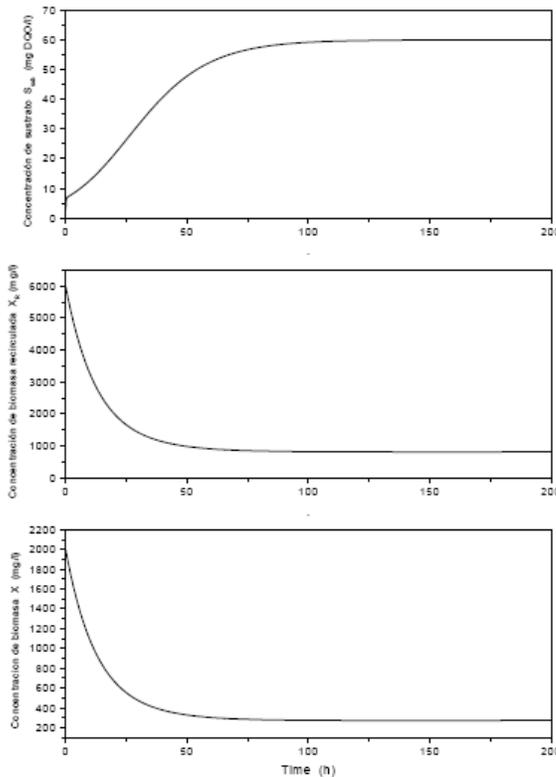


Fig. 2. Desempeño a lazo abierto del reactor aerobio.

3. Diseño del Control Paralelo de Proceso

El algoritmo de la síntesis del controlador está fuertemente basado en la factorización de la función de transferencia (Vidyasagar, 1985). Específicamente, el procedimiento de obtener un controlador en paralelo consiste en cuatro pasos (Fig. 3): (a) Factorización de la función de transferencia de la planta, (b) cálculo de un controlador maestro, (c) uso de un problema de optimización de mínimos cuadrados para obtener un divisor de entrada e (d) inversión del filtro de adelanto-retardo para obtener las entradas de control físicas.

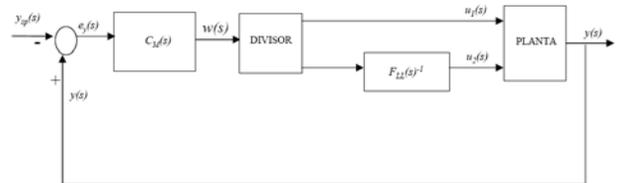


Fig. 3. Diagrama esquemático de la arquitectura de control paralelo propuesta.

Para el diseño del control retroalimentado que manipule simultáneamente la tasa de dilución del influente D_{in} y la tasa de dilución de recirculado D_R se utiliza un modelo rectangular 2x1 entrada/salida y es formulado de la siguiente manera:

$$y(s) = G_1(s)u_1(s) + G_2(s)u_2(s) \quad (8)$$

donde por conveniencia de notación se definió $y(s)=\Delta S_{sub}(s)$ como la salida regulada y $u_1(s)=\Delta D_{in}(s)$ y $u_2(s)=\Delta D_R(s)$ como las entradas manipuladas. De esta manera, el problema es diseñar el controlador paralelo retroalimentado $u(s)=C(s)e_y$, donde $u(s) = (u_1(s), u_2(s))$, $C(s) = (C_1(s), C_2(s))$ y $e_y(s) = y_{sp}(s) - y(s)$ es el error de regulación, tal que $e_y(t) \rightarrow 0$ asintóticamente. Nótese que el controlador retroalimentado resultante manipula en forma paralela ambas entradas de control $u_1(s)$ y $u_2(s)$ para regular únicamente una salida $y(s)$.

El diseño del control paralelo será diseñado con base en modelos lineales heurísticos de la respuesta al escalón del proceso de aerobio. Para llevar a cabo la respuesta al escalón del proceso aerobio se considera el modelo descrito en la Subsección 2.2 representado por las ecuaciones (4),(5)-(7). Para la respuesta al escalón alrededor del punto de operación nominal encontramos que las dinámicas entrada/salida $D_{in} \rightarrow S_{sub}$ y $D_R \rightarrow S_{sub}$ pueden ser aproximadas a un modelo estable de primer orden descritas como sigue:

$$G_1(s) = \frac{K_{D_{in}S_{sub}}}{\tau_{D_{in}S} + 1} \quad (9)$$

y

$$G_2(s) = \frac{K_{D_R S_{sub}}}{\tau_{D_R S} + 1} \quad (10)$$

Esto es, las dinámicas de entrada/salida $D_{in} \rightarrow S_{sub}$ y $D_R \rightarrow S_{sub}$ son modeladas como

procesos estables de primer orden. Las ecuaciones (9) y (10) son unos modelos heurísticos que representan la conexión dinámica entre las variables manipuladas D_{in} y D_R con la variable regulada S_{sub} . Con base en la respuesta de la Fig. 4 los parámetros de ganancia y tiempo característicos del sistema son: $K_{D_{in}S_{sub}} = 1335.16 \text{ mgDQO h/l}$, $\tau_{D_{in}} = 15.67 \text{ h}$, $K_{D_R S_{sub}} = -2420.65 \text{ mgDQO h/l}$ y $\tau_{D_R} = 17.71 \text{ h}$.

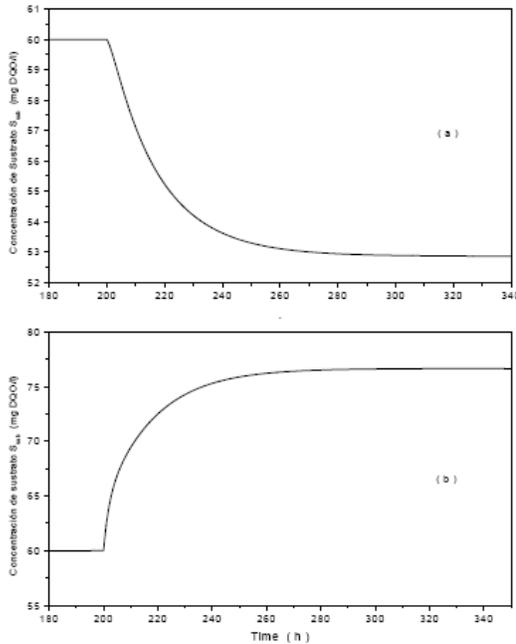


Fig. 4. Respuesta en escalón de la concentración de sustrato del proceso aerobio.

Motivados por el sistema de control paralelo responsable de la regulación de la presión sanguínea (Henson y col., 1995) proponen una metodología sistemática para la síntesis de controladores paralelos para procesos. La idea principal es explotar las características específicas y objetivos operacionales de un proceso con dos diferentes tipos de variables manipuladas: (i) una lenta, del tipo económica, y (ii) una rápida. Inspirados en la propuesta de Henson y col. (1995), el siguiente procedimiento de un controlador simple para las dinámicas de entrada/salida dadas por las ecs. (8) a (10) es propuesto y las etapas de control son descritas de la siguiente forma:

(i) **Factorización.** Una factorización del proceso (8)-(10) puede darse de la siguiente forma:

$$y(s) = H(s)[K_{D_{in}S_{sub}}u_1(s) + K_{D_R S_{sub}}F_{LL}(s)u_2(s)] \quad (11)$$

donde

$$H(s) = \frac{1}{\tau_{D_{in}}s + 1}$$

y $F_{LL}(s)$ es un filtro de adelanto-retraso dado por

$$F_{LL}(s) = \frac{\tau_{D_{in}}s + 1}{\tau_{D_R}s + 1} \quad (12)$$

Nótese que $F_{LL}(0)=1$.

(ii) **Cálculo del Controlador Maestro.** La segunda etapa consiste en el cálculo de un controlador maestro $C_M(s)$ para la planta $H(s)$. La idea es obtener un controlador simple para regular la salida $y(s)$ de un problema de control estándar una entrada-una salida (SISO de sus siglas en inglés). Para este fin, introduciremos una entrada de control intermedia definida como $w(s)$

$$w(s) = K_{D_{in}S_{sub}}u_1(s) + K_{D_R S_{sub}}F_{LL}(s)u_2(s) \quad (13)$$

y obtenemos la planta SISO

$$y(s) = H(s)w(s) \quad (14)$$

De esta forma, se ha calculado una entrada de control $w(s)$ para la planta (14), la siguiente etapa será para distribuir el esfuerzo de control entre dos entradas de control físicas definidas como $u_1(s)$ y $u_2(s)$. Esto corresponde a un problema de inversión rectangular (con un grado de libertad); el cual, después de un proceso de regularización descrito en los pasos (iii) y (iv), lleva las expresiones para las entradas de control $u_1(s)$ y $u_2(s)$ como funciones de la entrada de control intermedia $w(s)$ (ver Fig. 1). De esta forma, en vez de definir w como una función de u_1 y u_2 , la ec. (13) es una relación funcional entre las señales u_1 , u_2 y w . Es de notarse que $H(s)$ es estable y un proceso con ganancia unitaria en estado estacionario (es decir, $H(0)=1$). Para este tipo de plantas pueden usarse controladores clásicos PI sintonizados con guías IMC (Morari y Zafiriou, 1989). De hecho, si

$$C_M(s) = K_{c,M} \left(1 + \frac{1}{\tau_{I,MS}} \right)$$

entonces

$$K_{c,M} = \frac{\tau_{D_{in}}}{\tau_{c,M}} \quad \tau_{I,M} = \tau_{D_{in}} \quad (15)$$

donde $\tau_{c,M}$ es una constante de tiempo a lazo cerrado asignada; la cual como regla heurística puede tomarse del orden de 0.5 a 0.75 veces τ_v .

(iii) **Cálculo del Divisor de la Entrada de Control.**

Hemos calculado la entrada del controlador maestro $w(s)$ para asegurar la estabilidad en el sistema a lazo cerrado y la trayectoria asintótica de la salida deseada y_{sp} . Sin embargo, la entrada de control $w(s)$ está compuesta por la contribución de dos entradas de control independientes $K_{D_{in}S_{sub}}u_1(s)$ y $K_{D_R S_{sub}}F_{LL}(s)u_2(s)$. Hasta este punto, se requiere de un procedimiento para dividir tales contribuciones. Algunas estrategias pueden ser seguidas, desde reglas heurísticas a métodos más formales basados en (e.g., H_∞) problemas de control óptimo, ver por ejemplo Morari y Zafiriou (1989). De manera similar a la propuesta de Mc Lain y col. (1996) para control paralelo no lineal, la regularización del problema de control rectangular se hace mediante la reducción del costo asociado con el control efectuado. Tenemos $v_2(s) = F_{LL}(s)u_2(s)$. Abusando de la notación, denotaremos la entrada de control $u_1(s)$ en el

dominio del tiempo como $u_2(t)$ (lo mismo para $v_2(s)$ y $w(s)$), el siguiente problema de optimización de mínimos cuadrados:

$$\min_{(u_1, v_2)} \frac{1}{2} \left[\alpha (K_{DinSub} u_1(t))^2 + (1-\alpha) (K_{DrSub} v_2(t))^2 \right] \quad (16)$$

sujeto a la restricción

$$K_{DinSub} u_1(t) + K_{DrSub} v_2(t) = w(t) \quad (17)$$

donde $0 \leq \alpha \leq 1$ es una constante de peso en las entradas de control $K_{DinSub} u_1(s)$ y $K_{DrSub} v_2(s)$. De esta forma, podemos ver que (16) y (17) como resultantes de un problema de optimización tiempo-a-tiempo donde las entradas de control calculadas $u_1(t)$ y $v_2(t)$ minimizan el índice (16) para cada instante de tiempo t . Por supuesto, pueden utilizarse índices de desempeño más sofisticados, tales como una versión en tiempo infinito de (16). Sin embargo, ya que nuestro principal objetivo en este trabajo es mostrar como es que el control paralelo puede ser usado para mejorar la operación de sistemas con reciclos de masa, nos restringiremos al caso puntual (16) a fin de mantener cierta simplicidad en la presentación. Por medio de métodos de operador de Langrange (Luenberger, 1969), el problema de optimización (16)-(17) lleva a la conclusión que $u_1(s)$ y $v_2(s)$ deben satisfacer las relaciones:

$$\begin{aligned} u_1(s) &= K_{DinSub}^{-1} (1-\alpha) w(s) \\ v_2(s) &= K_{DrSub}^{-1} \alpha w(s) \end{aligned} \quad (18)$$

(iv) Recuperación de $u_2(s)$ mediante inversión. La última etapa consiste en recuperar la entrada de control actual $u_2(s)$ de las relaciones (18). Recordando que $v_2(s) = F_{LL}(s) u_2(s)$, esta parte puede ser fácilmente resuelta si notamos que $F_{LL}(s)$ es un filtro estable y de fase mínima, de forma que:

$$u_2(s) = \alpha F_{LL}(s)^{-1} w(s) \quad (19)$$

Esto es, la entrada de control actual se recupera mediante la inversión del filtro adelanto-atraso $F_{LL}(s)$. De esta forma, el controlador que manipula la tasa de dilución del influente D_{in} es simplemente un compensador desintonizado con un factor de resintonización sintonizado $1-\alpha$:

$$u_1(s) = (1-\alpha) K_{c,M} \left(1 + \frac{1}{\tau_{I,MS}} \right) e_y(s) \quad (20)$$

donde $e(s)$ es el error de regulación. Es de notarse que, el papel del compensador adelanto-retraso $\frac{\tau_{DnS} + 1}{\tau_{DnS} - 1}$ es una fase sincronizada del controlador

$u_2(s)$ con respecto a la fase del controlador $u_1(s)$.

Lo siguiente puede ser remarcado:

- Nótese que $u_1(s) = 0$ (respectivamente $u_2(s) = 0$) cuando $\alpha = 1$ (respectivamente $\alpha = 0$). Esto es, cuando $\alpha = 1$ la tasa de dilución del influente D_{in} toma su valor nominal \bar{D}_{in} y toda la dinámica y esfuerzo de control estacionario está en función al control de la tasa de dilución recirculada. A la inversa, cuando $\alpha = 0$ el punto

de referencia de la tasa de dilución recirculada es mantenida en su valor nominal \bar{D}_R y todas sus dinámicas y esfuerzo de control en estado estacionario son realizados por el controlador de la tasa de dilución del influente. Esto corresponde a un esquema de control convencional descrito en la sección anterior. Cuando $0 < \alpha < 1$, ambos controladores tienen una contribución no trivial a la regulación de la composición del flujo de sustrato S_{sub} . De esta forma, el esquema de control paralelo propuesto tiene una estructura de un controlador balanceado para el esquema de control paralelo propuesto tiene una estructura de un controlador balanceado para $0 < \alpha < 1$. Como α aumenta, se transfiere mayor trabajo de procesamiento dentro del reactor aerobio.

- El controlador paralelo tiene una ventaja adicional con respecto a un esquema de control de una entrada; es decir, puede distribuir mejor el trabajo con saturaciones en las entradas de control, cuando las entradas de control tienen acción integral y cuando el sistema esta sujeto a perturbaciones el control debe saturarse. La saturación de las acciones integrales genera un fenómeno conocido como "wind-up". En un esquema de control simple wind-up puede ser la causa de un deterioro severo del desempeño o también inestabilidad del sistema. En el esquema de control paralelo la saturación de una de las señales de control puede compensarse con otra entrada de control, siendo capaz de regular la salida efectivamente.

4. Ejemplo

La Fig. 5a muestra el comportamiento del sistema para concentraciones de sustrato constante, $S_{sub} = 70$ y $S_{sub} = 50$ y su relación con distintos valores de tasas de dilución, es decir, la figura muestra que de acuerdo al valor de la pendiente obtenida existe una relación entre la tasa de dilución del influente y el recirculado. Podemos observar un valor de pendiente de $m=0.5$ para las trayectorias del sistema en estado estacionario, lo que nos indica una relación de ambas tasas de dilución. Es decir, por cada litro del flujo de alimentación se recircula 0.5 veces este mismo para mantener la relación de los flujos en el sistema y lograr con ello un buen funcionamiento del reactor.

Para ilustrar de mejor forma la relación existente entre los flujos, la Fig. 5b muestra el mapa en estado estacionario del reactor aerobio. En esta figura observamos el comportamiento del sistema en estado estacionario y los valores con los cuales podemos alcanzar el valor de la concentración de sustrato de referencia ($S_{sub} = 70 \text{ mg DQO/l}$) mediante los distintos valores de concentración de tasas de dilución que son intersectados por la línea que marca el punto de referencia.

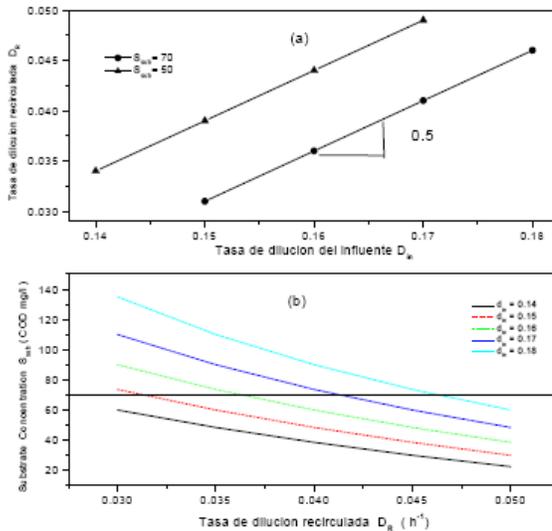


Fig. 5. Mapa en estado estacionario entrada/salida del reactor aerobio.

Para ilustrar el funcionamiento del controlador, la Fig. 6 presenta la respuesta del reactor aerobio para cinco valores del parámetro α , así como un +25% de una perturbación en el sustrato del influente S_{in} en un tiempo $t=350h$. Nótese que cuando $\alpha = 1$ la tasa de dilución del influente D_{in} toma su valor nominal \bar{D}_{in} y todas las dinámicas y el esfuerzo de control en estado estacionario es realizado por el control de la tasa de dilución del recirculado. Cuando $\alpha = 0$ el punto de referencia de la tasa de dilución recirculada se mantiene en su valor nominal \bar{D}_R y toda su dinámica y esfuerzo de control estacionario es realizada por la tasa de dilución del influente. Podemos observar que mientras mayor es el flujo que entra en el sistema, mayor es el flujo de recirculado por lo que la convergencia del sistema es más lenta.

Esto se puede ver al utilizar un valor de $\alpha = 0$, donde únicamente la tasa de dilución del sistema actúa para regular la concentración del sustrato hasta el valor de sustrato deseado. Sin embargo, la convergencia del sistema es más lenta, con un tiempo de convergencia de aproximadamente $175 h$ (7 días). Por lo que al repartir el trabajo en dos entradas de control el tiempo de recuperación del sistema se ve reducido. Esto se observa cuando $\alpha = 0.75$; en este caso estamos asignando un 75% del trabajo a la tasa de dilución del influente y un 25% a la tasa de dilución del recirculado. Al realizar esta asignación podemos observar que el sistema tiende a recuperarse en menor tiempo que cuando únicamente actúa la tasa de dilución del influente ($\alpha = 0$). De las simulaciones realizadas se encontró que para un buen desempeño del sistema, tanto en procesamiento del sustrato como en tiempo de recuperación del mismo, se requiere hacer una distribución adecuada del trabajo entra las dos entradas de control. Con esto se quiere decir que un

valor óptimo del parámetro α estaría alrededor de 0.9. Observamos que con valores de α menores a 0.9 se obtiene una recuperación del sistema más rápida. Por lo tanto, con el uso de $\alpha = 0.9$ la convergencia del sistema se logra en menor tiempo $110 h$ (4.5 días), lo cual significa una mejora en desempeño del sistema al actuar ambas entradas de control. Esto se debe a que el flujo de recirculado favorece la degradación del sustrato en el interior del reactor, de manera similar a lo que sucede en destilación con la corriente de recirculación que introduce un efecto de rectificación en el fenómeno de separación.

Con base en lo anterior, podemos observar que el uso de dos variables de control mejora la respuesta del reactor aerobio en términos de tiempo y respuesta de procesamiento. Además observamos que, bajo la acción de ambas entradas de control, el rechazo a perturbaciones en el reactor se logra en un tiempo aproximado de $50 h$ (2 días), el cual es un tiempo bastante aceptable para eliminar una sobrecarga en el sistema. Evitando con esto una disminución en la eficiencia de remoción del sistema y lográndose un sistema de trabajo eficiente.

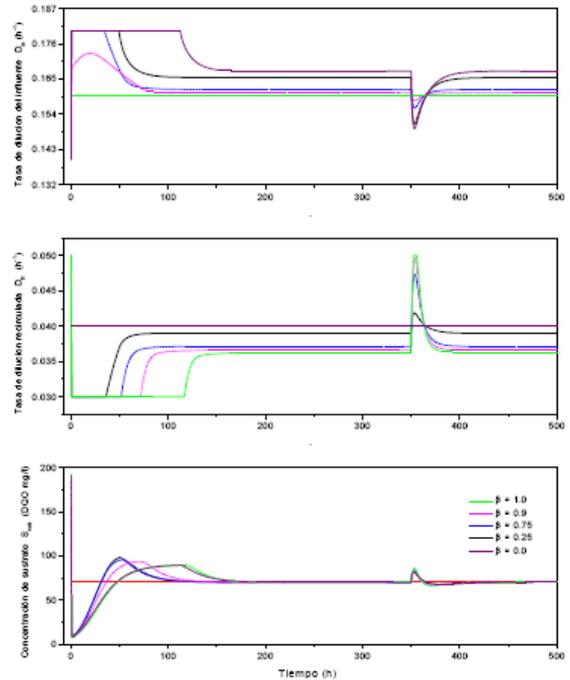


Fig. 6. Desempeño del reactor aerobio donde actúa la arquitectura de control

Conclusiones

La idea principal de este trabajo es manipular al mismo tiempo dos entradas de control una rápida y otra lenta, tasa de dilución del influente y la tasa de dilución del recirculado respectivamente. La finalidad es disminuir el esfuerzo de control y regular la composición del efluente del proceso de digestión aerobio a un valor de referencia establecido. El diseño del controlador para cada

entrada está basada en modelos lineales heurísticos obtenidos de la respuesta al escalón del proceso aerobio. El trabajo propone un procedimiento de síntesis basado en una factorización de plantas de múltiple entrada-una salida. Se utiliza una función para cada entrada en la arquitectura en paralelo de la estrategia de control, donde cada controlador es derivado del mismo error de regulación. El controlador propuesto es diseñado bajo un criterio de minimización, el cual balancea el uso de dos entradas de control, el resultado es una estructura de control paralelo eficiente, robusta y capaz de manejar saturaciones en las entradas de control con mayor eficiencia que un simple lazo de control.

Referencias

- Balchen, J. G., Mimme, K. I. (1988). *Process Control: Structures and Applications*. Van Nostrand Reinhold, New York.
- Chia, T. L., Brosilow, C. B. (1991). Modular multivariable control of a fractionator. *Hydrocarbon Processing* 70, 61-66.
- Georgieva, P. G., Feyo Acevedo, S. (1999). Robust control design of activated sludge process. *International Journal of Robust Nonlinear Control* 9, 949-967.
- Henson, M. A., Ogunnaike, B. A., Schwaber, J. S. (1995). Habituating Control Strategies for Process Control. *AIChE Journal* 41, 604-618.
- Luenberger, D. G. (1969). *Optimization by Vector Space Methods*. John Wiley and Sons, New York.
- Luyben, W. L. (1990). *Process Modeling, Simulation, and Control for Chemical Engineers*. Mc Graw-Hill, New York.
- Mc Lain, R. B., Kurtz, M. J., Henson, M. A. and Doyle III, F. J. (1996). Habituating control for nonsquare nonlinear processes. *Industrial and Engineering Chemistry Research* 35, 4067-4077.
- Morari, M., Zafiriou, E. (1989). *Robust Process Control*. Prentice-Hall, New York.
- Patry, G. G., Chapman, D. (1981). *Dynamic Modelling and Expert System in Wastewater Engineering*. Lewis Publisher, Michigan.
- Sundstrom, D. W., Klei, H. E. (1979). *Wastewater Treatment*. Prentice-Hall, Englewood Cliffs, NJ.
- Verstraete, W., van Vaerenbergh, E. (1986). *Microbial Degradations*, W. Schoborn, VCH, Weinheim.
- Vidyasagar, M. (1985). *Control System Synthesis: A Factorization Approach*. MIT Press, Cambridge, Massachusetts.
- Williams, S. J., Hrovat, D., Davey, C., Maclay, D., Crevel, J. W. V., Chen, L. F. (1992). *Idle speed control design an H-infinity approach*. Proc. Amer. Control Conf. 1992, Chicago, 1950.