

AN APPROACH OF STATE IDENTIFICATION IN AN UASB REACTOR**APROXIMACIÓN DE ESTIMACIÓN DE ESTADOS EN UN REACTOR UASB****Ing. Rafael Muñoz Tamayo, Dra. Fabiola Angulo García****Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales**

Grupo de trabajo académico en Percepción y Control Inteligente (PCI)

Maestría en Automatización Industrial

rmunozt@unalmzl.edu.co, fangulo@nevado.manizales.unal.edu.co

Abstract: This paper shows the performance of an interval state observer on the dynamic model of an UASB reactor for leachate treatment. The identification pretends to generate intervals for the unmeasured system variables (biomass and substrate), through the Volatile Fatty Acids (VFA) measure at the input and output of the system. The proposed observer is able to make the identification; working in a suitable way with the uncertainty related with initial conditions of the state variables and input parameters of the system, without knowledge about the cell growth kinetics.

Resumen: En este artículo se presenta el desarrollo de un observador de estados basado en intervalos, sobre el modelo dinámico de un reactor UASB para el tratamiento de lixiviados. La estimación pretende generar intervalos para las variables no medidas del sistema (biomasa y sustrato), a partir de la medición de la concentración de ácidos grasos volátiles (AGV) a la entrada y a la salida del reactor. El observador propuesto es capaz de realizar la estimación, manejando adecuadamente las incertidumbres debidas a las condiciones iniciales de las variables de estado y a los parámetros de entrada del sistema, sin el conocimiento de la cinética de crecimiento celular.

Keywords: Interval observer, UASB reactor, dynamic model, Uncertainty parameters, Leachate.

1. INTRODUCCIÓN

Los sistemas de tratamiento biológico tienen la función de degradar la materia orgánica de un efluente residual a partir de la acción de colonias de microorganismos heterogéneos, encargados de realizar la descomposición. El interés por el estudio y desarrollo de estos sistemas ha venido incrementándose debido a la necesidad de reducir el impacto ambiental generado por los residuos líquidos y sólidos provenientes de las actividades urbanas e industriales con el ánimo de lograr cumplir con normativas ambientales.

En el presente trabajo se abordará el tema de tratamiento de lixiviados por medio de un reactor UASB (Upflow Anaerobic Sludge Blanket). Un lixiviado se define como un líquido originado por la circulación de agua entre la basura, que a su paso va disolviendo los elementos presentes en los residuos, generando un efluente con alto contenido de materia orgánica, siendo necesario la implementación de sistemas de tratamiento que permitan su vertimiento.

En el reactor UASB, desarrollado por Lettinga en 1978 (Lin et al, 2001) se lleva a cabo un proceso de degradación anaerobia, concebido como una serie compleja de reacciones biológicas que se llevan a cabo en ausencia de oxígeno, en donde la materia orgánica es descompuesta en biogás, biomasa microbiana y materia orgánica residual (Steyer, 2002).

El desarrollo de modelos del proceso, se ha constituido en un área de investigación muy atractiva, dada la complejidad involucrada en el proceso biológico; presentándose trabajos en los que se han aplicado diversas técnicas como redes neuronales (Holubar et al, 2002), lógica difusa (Tay and Zhangm, 2000) y modelos fenomenológicos (Raposo et al, 2000). La obtención de estos modelos permite tener una aproximación al comportamiento del sistema, y de esa manera poder determinar los caminos a seguir para lograr una operación adecuada. Para ello se hace necesario llevar un seguimiento en línea de las variables de entrada del sistema, para lo cual se requiere de sensores especializados, que por lo general presentan un costo muy alto, o sencillamente no han sido desarrollados. Este problema ha encontrado solución en los denominados sensores virtuales (soft sensors), que permiten determinar el valor de una variable a partir de la medición de otras más fáciles de medir, utilizando para ello herramientas de software (Lardon et al, 2004), que en conjunto permiten estimar los estados del sistema.

Para el caso de estudio se trabajará con el modelo fenomenológico obtenido de un reactor UASB para el tratamiento de lixiviados generados del Relleno Sanitario La Esmeralda ubicado en la ciudad de Manizales, cuyo arranque fue realizado el año anterior, como trabajo del grupo en Ingeniería Ambiental de la Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales (Arenas y Marín, 2004).

2. MODELO MATEMÁTICO DEL SISTEMA

El modelo del sistema, parte de las ecuaciones del balance de materia de tres variables de estado:

- Biomasa: expresada como concentración de sólidos suspendidos volátiles (SSV).
- Sustrato: expresado como demanda química de oxígeno (DQO).

- Ácidos grasos volátiles (AGV).

Las ecuaciones dinámicas son las siguientes:

$$\frac{dX}{dt} = D(X_o - X_e) + r(X, S) - kd * X \quad (1)$$

$$\frac{dS}{dt} = D(S_o - S) + k1 * r(X, S) \quad (2)$$

$$\frac{dAGV}{dt} = D(AGV_o - AGV) + k2 * r(X, S) \quad (3)$$

Donde:

D : velocidad de dilución, razón entre el flujo de entrada y el volumen del reactor (h^{-1}).

X : concentración de SSV en el reactor (mg/l).

X_o : concentración de SSV a la entrada del reactor (mg/l).

X_e : concentración SSV del efluente del reactor (mg/l).

S : concentración de DQO en el reactor (mg/l).

S_o : concentración de DQO a la entrada del reactor (mg/l).

AGV : concentración de AGV en el reactor (mg/l ácido acético).

AGV_o : concentración de AGV a la entrada del reactor (mg/l ácido acético).

$r(X, S)$: velocidad de reacción por crecimiento microbiano ($mg/(l*h)$).

kd : coeficiente de decaimiento (h^{-1}).

Los parámetros $k1$ y $k2$ corresponden a coeficientes de rendimiento de producción celular por conversión biológica y bioquímica del sustrato y los ácidos grasos volátiles, respectivamente.

La velocidad de reacción por crecimiento celular, se plantea en relación a una cinética de Monod, propuesta por éste entre 1942 y 1949 (Mussati et al, 1999), de la siguiente forma:

$$r(X, S) = \mu_{max} \frac{S}{K + S} X \quad (4)$$

Donde:

μ_{\max} : velocidad de crecimiento máxima (h^{-1}).

K : constante de Monod (mg/l).

Los parámetros cinéticos del sistema fueron obtenidos en un trabajo previo (Muñoz et al, 2005).

Para la obtención de coeficiente k_2 , relacionado con los ácidos grasos volátiles, se consideró la dependencia de la concentración de AGV con la biomasa a nivel global, es decir sin realizar distinción entre las bacterias acidogénicas y metanogénicas. En un trabajo futuro se realizará un estudio más preciso de dicho parámetro.

Los parámetros obtenidos se ilustran en la tabla 1.

Tabla 1. Parámetros cinéticos de las ecuaciones de balance de materia del sistema.

Parámetro	Valor
kd	0.008 h^{-1}
K	6816.6 mg/l
μ_{\max}	0.0042 h^{-1}
k_1	-33.33 mg DQO/mg SSV
k_2	-0.4708 mg AGV/mg SSV

3. OBSERVADOR DE ESTADOS BASADO EN INTERVALOS

Como se dijo anteriormente el modelado de procesos biológicos es una tarea compleja, que trae consigo grados de incertidumbre en relación al sistema real; siendo necesario contar con otras alternativas para conocer las variables de estado del sistema. En ciertos casos, cuando se tiene cierto grado de seguridad sobre la cinética que sigue el proceso (Monod, inhibición), es posible aplicar técnicas de identificación de los parámetros cinéticos (Muller et al, 2002), o se puede realizar una estimación de estados sin necesidad de determinar estos parámetros (Hilgert et al, 2000).

Una de las técnicas de estimación más empleadas corresponde a los observadores de estados, que pretenden estimar los estados del sistema a partir del conocimiento de las entradas y salidas del mismo. Cuando en el sistema de ecuaciones de estado sólo se desconocen las condiciones iniciales, el observador de Luenberger y el filtro de Kalman extendido, pueden ser utilizados para la estimación.

Sin embargo, además de la incertidumbre por condiciones iniciales, los procesos biológicos presentan un alto grado de incertidumbre en relación a las cinéticas involucradas en ellos y a las variables de entrada, debido a las dificultades de medición. Los observadores clásicos lineales o no lineales, pueden realizar estimaciones de las variables no medidas, a pesar de las incertidumbres referidas a las condiciones iniciales y a la cinética del proceso, sin embargo requieren del conocimiento de las variables de entrada. Los observadores de cinética desconocida, referidos como observadores asintóticos, en donde se conocen los coeficientes de rendimiento y la velocidad de dilución, también pueden realizar la estimación de estados conociendo las variables de entrada (Alcaraz et al, 2002).

En el sistema descrito por las ecuaciones (1)-(3), se puede realizar un cambio de variable de la siguiente forma:

$$Z = AGV \quad (5)$$

$$Z_1 = -\frac{Z}{k_2} + X \quad (6)$$

$$Z_2 = -\frac{k_1 * Z}{k_2} + S \quad (7)$$

La medición de la concentración de biomasa y de sustrato se lleva a cabo a través de métodos físicos (secado) y químicos (reflujo, titulación), es decir fuera de línea, mientras que la concentración de ácidos grasos volátiles, puede ser medida a través de sensores conectados en línea (Peter et al, 2003). Para el estudio se considera entonces que es posible medir la concentración de AGV y la velocidad de dilución (D) para realizar la estimación de la concentración de biomasa y de sustrato en el reactor.

Realizando las sustituciones adecuadas se tiene:

$$\frac{dZ_1}{dt} = D * (-AGV_o / k_2) + X_o - X_e + ((D - kd) / k_2) * Z - kd * Z_1 \quad (8)$$

$$\frac{dZ_2}{dt} = D * (Z_2o - Z_2) \quad (9)$$

Las ecuaciones (8) y (9) corresponden a un sistema lineal y no involucran la expresión cinética de crecimiento celular, facilitando de esta manera su resolución. Para resolver el sistema se deben definir: el valor del coeficiente de decaimiento, las constantes de rendimiento, las condiciones

iniciales de las variables de estado, y las concentraciones S_o , AGV_o , X_o y X_e . Los valores de X_o y X_e se toman de acuerdo al trabajo previo realizado como valores constantes (1200 y 775 mg/l respectivamente), puesto que en realidad no presenta una influencia marcada en el modelo, debido a que el lixiviado a la entrada del reactor no contiene una cantidad considerable de biomasa, lo que también es aplicable a la corriente de salida, a causa de la retención celular propia de la configuración del UASB. La concentración de AGV_o se mantendrá en un valor de 129.46 (mg/l ácido acético), valor que puede ser alimentado al estimador, dado que es un parámetro medible. La velocidad de dilución, también puede ser medida, a través de un medidor de flujo. De lo anterior se concluye que la incertidumbre respecto a las entradas del sistema se relaciona con la concentración de sustrato en la corriente influente de lixiviado, la cual depende de diversos factores, tales como (López y Mendoza, 2004; Morán y Narváez, 2002):

- Clima.
- Condiciones meteorológicas del lugar.
- Geología y morfología del sitio.
- Hidrología del sitio.
- Material de cobertura del relleno.
- Capa vegetativa.
- Condiciones operacionales del relleno.
- Naturaleza de la basura.
- Edad del relleno y grado de descomposición de la basura.
- Costumbres de los usuarios.

Dada la incertidumbre de las condiciones de entrada, y de las condiciones iniciales, se pueden establecer límites inferiores y superiores de las condiciones anteriores, y de esa manera construir un observador por intervalos, que garantice la determinación de los límites sobre los cuales se encuentran las variables de estado (Bernard and Gouzé, 2004).

Con el objeto de establecer la variabilidad de la concentración de DQO a la entrada del reactor, se han desarrollado modelos cinéticos que intentan explicar el proceso de degradación que ocurre en el relleno sanitario. En este caso se tendrá en cuenta un modelo desarrollado en un estudio de predicción de la calidad del lixiviado del Relleno Sanitario Curva de Rodas, que recibe los residuos sólidos de Medellín y de otros municipios cercanos (Agudelo et al, 2002). El modelo fue obtenido por

el desarrollo de experimentos en lixímetros de laboratorio, y es el siguiente:

$$\frac{dS_o}{dt} = \frac{K_1 * M_{so} * e^{-K_1 t}}{V} - K_2 * (S_o - \lambda * S_o) - \frac{Q * S_o}{V} \quad (10)$$

Donde:

S_o : concentración de materia orgánica en el lixiviado, expresada como DQO.

K_1 : constante cinética de decaimiento de la materia orgánica en la fase sólida (0.0030 h⁻¹).

K_2 : constante cinética de la descomposición biológica de la materia orgánica biodegradable en la fase líquida (5.8333e-4).

M_{so} : Masa inicial de DQO del lixiviado en la fase sólida (2564000 mg).

λ : representa el porcentaje de masa no biodegradable presente en la masa total lixiviable (0.02)

Q : caudal (0.033 l/h)

V : volumen del lixímetro (106.03 l)

t : tiempo (h).

Del modelo anterior se representará la entrada de sustrato al sistema, sin embargo como la determinación de la DQO no es fácilmente medible en línea, se establecerán los posibles límites de variación:

$$\begin{aligned} S_o(t)^+ &= S_o(t) + 1000 \\ S_o(t)^- &= S_o(t) - 1000 \end{aligned} \quad (11)$$

La expresión anterior es entonces un estimador de la variación de la concentración de sustrato a la entrada del reactor. Al identificar intervalos para las condiciones iniciales de las variables de estado: $3000 \leq X(0) \leq 10000$ y $3000 \leq S(0) \leq 6000$; el sistema de ecuaciones (8) y (9) se transforma al introducir la posible variación en el tiempo de la entrada del sistema de la siguiente manera:

Para el límite superior:

$$\frac{dZ1^+}{dt} = D^* \left(-(AGVo / k2) + Xo - Xe \right) + \left((D - kd) / k2 \right) * Z - kd * Z1^+ \quad (12)$$

$$\frac{dZ2^+}{dt} = D^* (Z2o^+ - Z2^+)$$

Para el límite inferior:

$$\frac{dZ1^-}{dt} = D^* \left(-(AGVo / k2) + Xo - Xe \right) + \left((D - kd) / k2 \right) * Z - kd * Z1^- \quad (13)$$

$$\frac{dZ2^-}{dt} = D^* (Z2o^- - Z2^-)$$

Al solucionar el sistema anterior se obtienen los límites de las variables de estado:

Para el límite superior:

$$\hat{X}^+ = Z1^+ + \frac{Z}{k2} \quad (14)$$

$$\hat{S}^+ = Z2^+ + \frac{k1 * Z}{k2}$$

Para el límite inferior:

$$\hat{X}^- = Z1^- + \frac{Z}{k2} \quad (15)$$

$$\hat{S}^- = Z2^- + \frac{k1 * Z}{k2}$$

4. RESULTADOS

Las ecuaciones anteriores fueron resueltas utilizando el paquete de Matlab® 6.5 y el toolbox de Simulink.

Las figuras 1 y 2 muestran los resultados de la estimación de la concentración de la biomasa y del sustrato en el reactor.

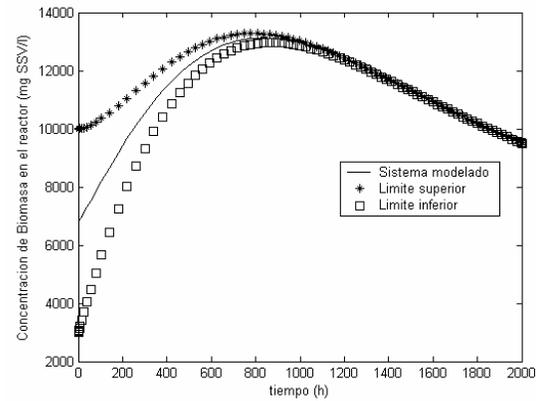


Fig. 1. Estimación por intervalos de la biomasa del reactor.

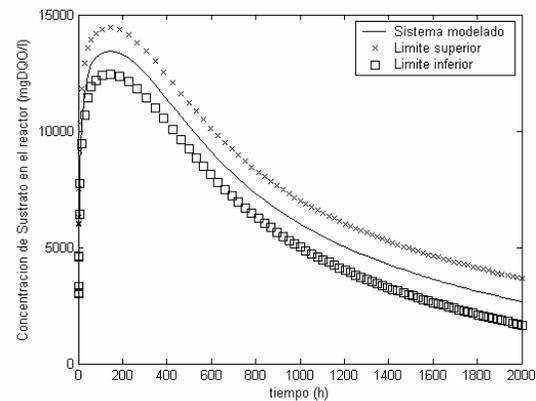


Fig. 2. Estimación por intervalos del sustrato reactor.

De lo anterior se evidencia que la estimación de la concentración de la biomasa presenta menor porcentaje de error, debido al acercamiento entre los límites determinados.

Para la estimación de las variables de estado en un tiempo de 1000 h, se obtuvieron los siguientes porcentajes de error:

Biomasa:

% error estimación superior = -0.55

% error estimación inferior = 0.65

Sustrato:

% error estimación superior = -16.70

% error estimación inferior = 16.65

Si bien la estimación por intervalos de la concentración de DQO en el sistema representa una aproximación, se encuentra un inconveniente en relación a la convergencia de los límites del observador.

Esto se explica debido a la influencia ejercida por la concentración de sustrato en la corriente de entrada al sistema, lo que no ocurre con la estimación de los SSV, puesto que la concentración de biomasa a la entrada del reactor es baja en relación a la concentración en el interior del sistema. Se debe anotar que el observador puede predecir valores negativos, lo cual no tiene significado físico. Esto se presenta debido a la sobreestimación del límite inferior de la variable, razón por la que la aplicación de este tipo de observador requiere de un conocimiento aproximado sobre el rango de variación de los parámetros de entrada del proceso. La sobreestimación de los límites de variación incrementa el porcentaje de error de la estimación.

Se pueden estudiar otro tipo de configuraciones del observador por intervalos, midiendo otras variables de proceso como por ejemplo la velocidad de producción de metano.

5. CONCLUSIONES

El desarrollo de observadores de estados basados en intervalos permite establecer los límites superiores e inferiores, sobre los cuales se encuentran las variables de estado reales de un sistema. Esta aproximación permite trabajar con la incertidumbre relacionada con la expresión cinética que describe el crecimiento celular, partiendo del establecimiento de rangos que delimitan el espacio de variación de las variables de entrada no medidas. Esta técnica presenta gran utilidad en el seguimiento de la operación de un sistema anaeróbico de digestión y en el desarrollo futuro de estrategias de control de proceso.

La sensórica virtual se consolida como una técnica viable y económica para llevar a cabo el seguimiento de procesos complejos, como lo es el tratamiento biológico de un efluente residual.

En trabajos posteriores se pretende realizar el estudio sobre un sistema real, partiendo de la medición del biogás producido y analizando la eficiencia de la estimación teniendo en cuenta los ruidos en el sistema. De igual forma se estudiarán estrategias para minimizar el error de estimación.

REFERENCIAS

- Agudelo, R.A. García, F.F. Meza, C. (2002). Predicción de la calidad de lixiviado producido en rellenos sanitarios. *Revista Facultad de Ingeniería. Universidad de Antioquia*. No. 26. pp. 30-41.
- Alcaraz, V. Harmand, J. Rapaport, A. Steyer, J.P. González, V. Pelayo, C. (2002). Software sensors for highly uncertain WWTPs: a new approach based on interval observers. In: *Water Research*. 36, pp 2515-2524.
- Arenas, J. A. Marín, M.P. (2004). *Operación de un sistema de reactores piloto UASB para el tratamiento de lixiviados del relleno sanitario la esmeralda*. Proyecto de investigación. Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales.
- Bernard, O. Gouzé, J.L. (2004). Closed loop observers bundle for uncertain biotechnological models. In: *Journal of Process Control*. 14, pp 765-774.
- Hilgert, N. Harmand, J. Steyer, J.P. Vila, J.P. (2000). Nonparametric identification an adaptive control of an anaerobic fluidized bed digester. In: *Control Engineering Practice*. 8, pp 367-376.
- Holubar, P. Loredana, Z. Hager, M. Oschl, W.F. Radak, Z. Braun, R. (Mayo 2002). Advanced controlling of anaerobic digestion by means of hierarchical neural networks. In: *Water Research*. Vol. 36, No. 10. pp 2582-2588.
- Lardon, L. Punal, A. Steyer, J.P. (2004). On-line diagnosis and uncertainty management using evidence theory- experimental illustration to anaerobic digestion processes. In: *Journal of Process Control*. 14, pp. 747-763
- Lin, C.Y. Chang, F. Chang, C. (2001). Treatment of Septage Using an Upflow Anaerobic Sludge Blanket Reactor. In: *Water Environment Research*. Vol. 73. No. 4. pp. 404-408.
- López, V. Mendoza, S. (2004). Estudio de la tratabilidad del lixiviado del relleno sanitario La Esmeralda y su respuesta bajo tratamiento en filtro anaerobio piloto de flujo ascendente. Proyecto de investigación. Universidad Nacional de Colombia Sede Manizales.
- Morán, S. Narváez, J. (2002). Evaluación de la aplicación de tecnología anaerobia para el tratamiento de lixiviados. Trabajo de grado. Universidad del Valle.
- Muller, T.G. Noykova, N. Gyllenber, M. Timmer J. (2002). Parameter identification in dynamical models of aerobic waste water

- treatment. In: *Mathematical Biosciences*. 177-178, pp 147-160.
- Muñoz, T. R. García, A. F. Marín, J.E. (2005). Modelado y control automático de temperatura en un reactor anaerobio de manto de lodos de flujo ascendente UASB para el tratamiento de lixiviados en el rango mesofílico. Un estudio teórico. Ponencia aprobada, II Simposio Biofábricas 2005-Avances de la Biotecnología en Colombia. Universidad Nacional de Colombia Sede Medellín.
- Mussati, M. Aguirre, P. Scenna, N. (1999). Modelado del Proceso de Digestión Anaeróbica en Reactores Simples. *Modelado, Simulación y Optimización de Procesos Químicos*. Cap. XVIII.
- Peter F. Pind, Irini Angelidaki, Birgitte K. Ahring. (2003). A new VFA sensor technique for anaerobic reactor systems. In: *Biotechnology and Bioengineering*. Volume 82, No. 1, pp 54 – 61.
- Raposo, F. Borja, R. Sánchez, E. Martín, M.A. Martín, A. (2000). Performance and kinetic evaluation of the anaerobic digestion of two-phase olive mill effluents in reactors with suspended and immobilized biomass. In: *Water Research*. Vol 38, pp 2017-2026.
- Steyer, J.P. (Junio 4, 2002) Expressin of Interest for a Network of Excellence on Anaerobic Digestion: Multidisciplinary Networking for Better Understanding and Optimal Monitoring.
- Tay, J.H. Zhangm, X. (2000). A fast predicting neural fuzzy model for high-rate anaerobic wastewater treatment systems. In: *Water Research*. Vol. 34, No. 11, pp. 2849-2860.