

SIMULACION DE LA PUESTA EN MARCHA DE UN REACTOR DE BIOPELÍCULA ANAEROBIA TIPO INTERCAMBIADOR DE CALOR

Ramiro Escalera Vásquez

*Centro de Investigaciones en Procesos Industriales - CIPI
Universidad Privada Boliviana*

rescalera@upb.edu

(Recibido el 17 de octubre 2009, aceptado para publicación el 1 de diciembre 2009)

RESUMEN

Se ha desarrollado un modelo de reactor que considera la separación de fases microbianas dentro de un reactor anaerobio tipo intercambiador de calor, donde las bacterias acidogénicas predominan en la masa líquida recirculante y las heteroacetogénicas y metanogénicas lo hacen en la biopelícula adherida a las paredes. El modelo considera también las resistencias difusionales a la transferencia de masa ocasionadas por la capa laminar y la biopelícula. También se consideran las reacciones paralelas y consecutivas propias de la degradación anaerobia de compuestos orgánicos fácilmente biodegradables, por ejemplo, residuos industriales de altas concentraciones de carbohidratos. El modelo de reactor y las ecuaciones pseudo-analíticas para la estimación de los factores de efectividad, desarrolladas para otro tipo de biorreactores anaerobios tales como lechos empacados y fluidizados, pueden utilizarse para estimar la eficacia y evaluar el funcionamiento de un Reactor de Biopelícula Anaerobia tipo Intercambiador de Calor (RBAIC). En este trabajo se ha verificado que los resultados del modelo concuerdan con los resultados experimentales de la eficacia y funcionamiento del RBAIC, dentro del periodo de puesta en marcha.

Palabras Clave: Biopelículas Anaerobias, Intercambiador de Calor, Factores de Efectividad, Tratamiento de Aguas Residuales

1. INTRODUCCIÓN

Desde hace aproximadamente 35 años, especialmente con la crisis de la producción del petróleo de 1973 y con la preocupación en países desarrollados acerca del control de la contaminación ambiental ocasionada por residuos industriales, la tecnología para el tratamiento anaerobio de aguas residuales industriales se ha desarrollado de tal manera que, actualmente, se la considera como una alternativa confiable y energéticamente favorable para la mitigación de la contaminación por residuos de alta concentración orgánica biodegradable.

Los tipos de reactores desarrollados comprenden configuraciones tales como el reactor anaerobio de mantos de lodos de flujo ascendente (UASBR, por sus siglas en inglés), los filtros anaerobios o reactores de lecho empacado tanto de flujo ascendente como de flujo descendente, los reactores de lecho fluidizado y expandido y algunas otras configuraciones híbridas (UASBR-lecho fijo). Las características particulares de cada una de ellas y sus ventajas y desventajas fueron discutidas anteriormente [1].

Escalera *et al.* [2] estudiaron teórica y experimentalmente el funcionamiento de un Reactor de Biopelícula Anaerobia Tipo Intercambiador de Calor (RBAIC). En este tipo de reactor, no es necesario calentar toda la masa del líquido dentro del reactor y sólo se aprovecha el calor proporcionado por las paredes de intercambio de calor en las que se forma la biopelícula responsable de la degradación de la materia orgánica, en condiciones óptimas y fácilmente controladas. En esa ocasión, el reactor se operó en condiciones de flujo ascendente de un solo paso y en estado estacionario. La descomposición de azúcares fácilmente biodegradables como la glucosa fue considerada como una degradación de dos etapas consecutivas en las cuales los microorganismos ácidogénicos y metanogénicos descomponían el substrato totalmente hacia metano y dióxido de carbono. Se concluyó que la degradación se llevaba a cabo principalmente por las bacterias que estaban suspendidas en la parte baja del reactor y que la contribución de la biopelícula adherida a las paredes calientes se limitaba severamente por la resistencia difusional de la capa laminar ocasionada por las bajas velocidades de flujo ascendente.

En otra publicación Escalera [3] se presentaron resultados experimentales del RBAIC operado en condiciones de reflujo que causan un régimen de mezcla casi completa y altas velocidades lineales de flujo, que no permiten la sedimentación de las partículas microbianas en la parte baja del reactor y favorecen el crecimiento de la biopelícula adherida a las paredes calientes. Se estudiaron los efectos de los cambios de temperatura y tiempos de retención hidráulica sobre la eficiencia de remoción bajo condiciones de estado estacionario y se concluyó que existe una separación de fases microbianas dentro del reactor en condiciones normales de operación i.e. las bacterias acidogénicas predominan en la

masa líquida recirculante y las heteroacetogénicas y metanogénicas lo hacen en la biopelícula adherida a las paredes calientes de transferencia de calor, lo cual implica que los cambios de la temperatura de la pared afectan de mayor manera a la eficiencia de remoción que los cambios de temperatura del entorno

En este artículo se plantea un modelo físico-matemático del RBAIC que considera esta separación de fases: Se aplica el modelo para la simulación del reactor bajo régimen dinámico no estacionario. Los resultados del modelo se comparan con los resultados experimentales obtenidos en la puesta en marcha del reactor.

2. MODELO DEL REACTOR

La Figura 1 presenta la geometría del modelo considerando un corte en el eje de simetría. Consiste de dos placas paralelas verticales de altura H , ancho W y separadas por una distancia B . Una biopelícula anaerobia de espesor uniforme L_F y densidad ρ_F está adherida a las paredes calientes de área A_W de espesor L_W , las cuales están a una temperatura constante T_W . El agua residual fría ingresa al intercambiador a una temperatura T_o y con una concentración de compuestos orgánicos (melazas), C_{SF} . La temperatura de los alrededores T_{amb} se supone igual a T_o .

Considerando un régimen de mezcla completa, la temperatura y las concentraciones del efluente se consideran iguales a la temperatura y concentraciones generales promedio de líquido.

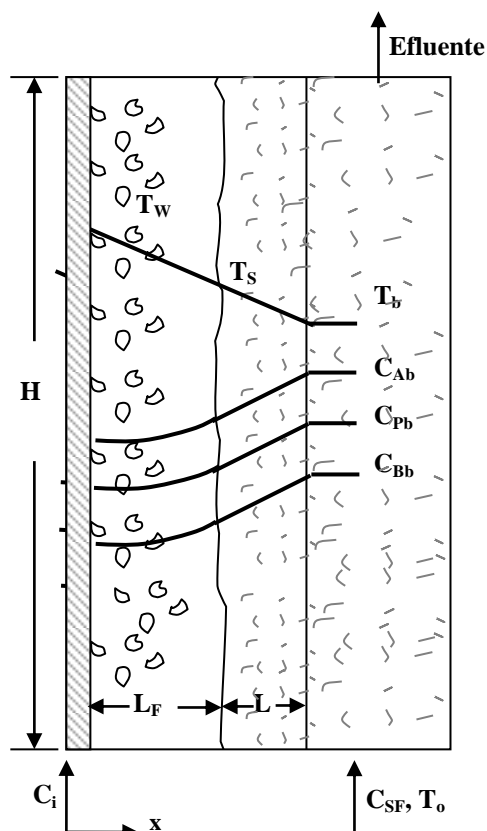


Figura 1- Modelo de reactor.

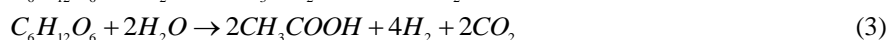
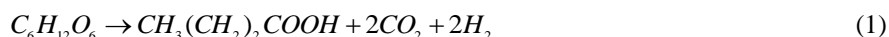
Para la formulación del modelo, se consideraron los siguientes supuestos:

- La descomposición de las melazas puede representarse mediante la secuencia de degradación anaerobia de la glucosa
- Las etapas hidrolítica y acidogénica de la descomposición anaerobia se llevan a cabo en la fase líquida recirculante, donde predominan los microorganismos acidogénicos, y las etapas acetogénica y metanogénica suceden en la biopelícula (fase "sólida") [3].
- Los productos intermedios (butiratos, propionatos y acetatos) producidos en el líquido se transportan por difusión molecular a través de la capa laminar de espesor L y dentro de la biopelícula.
- Las velocidades de reacción de los diferentes substratos y productos intermedios se pueden expresar mediante relaciones de Monod.

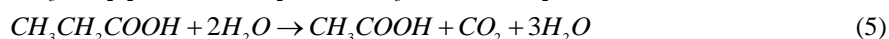
- La ecuación de Arrhenius puede utilizarse para expresar la dependencia de las velocidades de reacción con la temperatura y la ecuación de Wilke-Chang [4] para representar la dependencia de las difusividades con la temperatura.

La degradación de la glucosa es como sigue [5]:

(a) Acidogénesis



(b) Acetogénesis



(c) Metanogénesis



Considerando las suposiciones anteriores, los balances de energía y masa en estado no estacionario se formulan de la siguiente manera:

I. Balance de energía

$$\rho C_p V_R \frac{dT_b}{dt} = U_H A_F (T_w - T_b) - \rho C_p F (T_b - T_o) + U_L A_L (T_b - T_{amb}) \quad (8)$$

$$U_H = \frac{1}{(L_F / k_F + 1 / h_b)} \quad (9)$$

$$U_L = \frac{1}{(1 / h_b + L_W / k_W + 1 / h_o)} \quad (10)$$

$$T_F = \frac{(T_w + T_s)}{2} \quad (11)$$

donde: ρ = densidad del líquido; C_p = capacidad calorífica del líquido; V_R = volumen del reactor; T_b = temperatura general promedio del líquido; t = tiempo; F = flujo volumétrico del líquido; U_H = coeficiente global de transferencia de calor para las paredes calientes; A_F = área superficial de la biopelícula igual a A_W ; k_F = conductividad de la biopelícula; h_b = coeficiente convectivo de transferencia de calor para el líquido; U_L = coeficiente global de transferencia de calor para las otras paredes del intercambiador; A_L = área de pérdida de calor; L_W = espesor de la pared caliente; k_W = conductividad de la pared del reactor; h_o = coeficiente convectivo de transferencia de calor para el exterior del reactor; T_F = temperatura de la biopelícula; T_s = temperatura de la superficie de la biopelícula

II. Balances de masa

(1) En la biopelícula

Utilización de butiratos:

$$\frac{\partial C_{Bu}}{\partial t} = D_{Bu} \frac{\partial^2 C_{Bu}}{\partial x^2} - R_{Bu} \quad (12)$$

Utilización de propionatos:

$$\frac{\partial C_{Pr}}{\partial t} = D_{Pr} \frac{\partial^2 C_{Pr}}{\partial x^2} - R_{Pr} \quad (13)$$

Utilización de acetatos:

$$\frac{\partial C_{Ac}}{\partial t} = D_{Ac} \frac{\partial^2 C_{Ac}}{\partial x^2} - R_{Ac} + Y_{A/P} R_{Pr} + Y_{A/B} R_{Bu} \quad (14)$$

Las velocidades de reacción R_i se representan mediante las relaciones de Monod como sigue:

$$R_i = \frac{v_i \alpha_i \rho_F C_i}{K_i + C_i} \quad ; \quad i = Bu, Pr, Ac \quad (15)$$

donde: C_i = concentración de componente i en la biopelícula; D_i = difusividad efectiva del componente i en la biopelícula; x = distancia a partir de la superficie de soporte sólido; $Y_{A/P}$ = coeficiente de producción de acetato a partir de propionato; $Y_{A/B}$ = coeficiente de producción de acetato a partir de butirato; K_i = coeficiente de velocidad media para el componente i ; v_i = velocidad de descomposición específica máxima del componente i ; α_i = fracción de metabolizador del componente i en la biopelícula

(2) En el líquido recirculante

Utilización de glucosa:

$$V_R \frac{dC_{Glb}}{dt} = F(C_{SF} - C_{Glb}) - R_{Glb} V_R \quad (16)$$

Producción de butirato, propionato y acetato:

$$V_R \frac{dC_{ib}}{dt} = -FC_{ib} - A_F J_i + Y_{i/Gl} R_{Glb} V_R \quad (17)$$

En las anteriores ecuaciones:

$$R_{Glb} = \frac{v_{Gl} \alpha_{Gl} \rho_B C_{Glb}}{K_S + C_{Glb}} \quad (18)$$

$$J_i = D_i \left. \frac{dC_i}{dx} \right|_{x=L_F} = k_{Li} (C_{ib} - C_i^*) \quad (19)$$

donde, C_{Glb} = concentración de glucosa en el líquido recirculante; C_{ib} = concentración de componente i en el líquido recirculante, $i = Ac, Bu, Pr$; J_i = flujo específico de masa del componente i ; R_{Glb} = velocidad de descomposición para la glucosa; $Y_{i/Gl}$ = coeficiente de producción de componente i a partir de la glucosa, $i = Ac, Bu, Pr$; v_{Gl} = velocidad de descomposición específica máxima de la glucosa; α_{Gl} = fracción de metabolizador de la glucosa en el líquido; ρ_B = concentración de biomasa en el líquido recirculante; k_{Li} = coeficiente de transferencia de masa para el componente i ; C_i^* = concentración de componente i en la superficie de biopelícula.

III. Balances de biomasa

(1) En la biopelícula

$$\frac{dX_i L_F}{dt} = Y_{X/i} J_i - K_{dt} X_i L_F \quad (20)$$

$$J_i = \int_0^{L_F} \frac{v_i \alpha_i \rho_F C_i}{K_i + C_i} dx \quad (21)$$

donde, $X_i = \alpha_i \rho_F$ = concentración de la biomasa para el microorganismo que metaboliza el componente i ; $Y_{X/i}$ = coeficiente de producción del microorganismo metabolizador X_i a partir del componente i ; Kd_i = coeficiente de decaimiento para el microorganismo metabolizador del componente i .

En el caso de condiciones de estado cuasi –estacionario, la ecuación (21) se puede representar mediante la siguiente expresión:

$$J_i = E_{Fi} \frac{v_i \alpha_i \rho_F C_i^*}{K_i + C_i^*} \quad (22)$$

Los factores de efectividad E_{Fi} , se expresan mediante las siguientes ecuaciones pseudo-analíticas desarrolladas anteriormente [6]:

$$E_{Fi} = \tanh(\alpha M_o_i^\beta) \quad i = Ac, Pr, Bu \quad (23)$$

donde,

$$\alpha = 1,059 + (M_i / M_o_i)(0,6573B_i + 0,022B_i^2) \quad (24)$$

$$\beta = -1,0 - 0,044B_i + 0,00082B_i^2 \quad (25)$$

$$B_i = \frac{C_{is}}{C_{SF}} \quad (26)$$

$$M_i = L_F \left(\frac{v_i \alpha_i \rho_F}{K_i D_i} \right)^{1/2} \quad (27)$$

$$\frac{1}{M_o_{Bu}} = \frac{1}{M_{Bu}}; \quad \frac{1}{M_o_{Pr}} = \frac{1}{M_{Pr}} \quad (28)$$

$$\frac{1}{M_o_{Bu-Ac}} = \frac{1}{M_{Bu}} + \frac{1}{M_{Ac}} \quad (29)$$

$$\frac{1}{M_o_{Pr-Ac}} = \frac{1}{M_{Pr}} + \frac{1}{M_{Ac}} \quad (30)$$

$$\frac{1}{M_o_{Ac}} = \frac{Y_{A/B} D_{B/A} Op_B C_{Bub} / K_{Bu} + Y_{A/P} D_{P/A} Op_P C_{Prb} / K_{Pr}}{\frac{1}{M_o_{Bu-Ac}} + \frac{1}{M_o_{Pr-Ac}}} \quad (31)$$

$$\frac{1}{Op_i} = \frac{1}{Bi_i} + \frac{1}{Pe_i}; \quad Bi_i = \frac{L_F k_{Li}}{D_i} \quad y \quad Pe_i = \frac{L_F}{a\theta D_i} \quad i = Bu, Pr \quad (32)$$

(2) En el líquido recirculante

$$V_R \frac{dX_{Glb}}{dt} = Y_{X_{Gl}/Gl} R_{Glb} V_R - K_{dGl} X_{Glb} V_R - FX_{Glb} \quad (33)$$

donde, $X_{Glb} = \alpha_{Gl} \rho_b$ = concentración de biomasa para el microorganismo que metaboliza glucosa; K_{dGl} = coeficiente de decaimiento para el microorganismo metabolizador de la glucosa; $Y_{XGl/Gl}$ = coeficiente de producción del microorganismo metabolizador X_{Gl} a partir de la glucosa.

La dependencia de las tasas de crecimiento específico y de las difusividades con la temperatura se representa como sigue:

$$v_i|_T = v_i|_{T_r} \exp \left[-\frac{\Delta E(T_r - T)}{(T + 273)(T_r + 273)R} \right] \quad (34)$$

$$D_i|_{T_F} = D_i|_{T_r} \left[\frac{(T_F + 273)\mu_r}{(T_r + 273)\mu} \right] \quad (35)$$

En este caso $i = Gl, Bu, Pr, Ac$

La eficacia de remoción se calcula con la siguiente relación:

$$E = \frac{C_{SF} - C_{Glb} - C_{Bub} - C_{Prb} - C_{Ac b}}{C_{SF}} \times 100 \quad (36)$$

En las anteriores ecuaciones:

- B_i = Concentración adimensional del componente i en la superficie de la biopelícula, C_i^*/K_i , $i = Ac, Bu, Pr$
- Bi_i = Número de Biot para transferencia de masa para el componente i
- M_i = Valor adimensional característico de la biopelícula para el componente i
- Mo_i = Valor adimensional característico global de la biopelícula para el componente i
- Mo_{Bu-Ac} = Valor adimensional característico global de la biopelícula para la descomposición de butiratos a acetatos
- Mo_{Pr-Ac} = Valor adimensional característico global de la biopelícula para la descomposición de propionatos a acetatos
- Op_i = Parámetro operacional para el componente i , $i = Bu, Pr$
- Pe_i = Parámetro operacional para el componente i , $i = Bu, Pr$
- R = Constante de la ley de gases
- T_r = Temperatura de referencia
- ΔE_i = Energía de activación para la descomposición del componente i
- μ = Viscosidad del agua en la biopelícula a cualquier temperatura
- μ_r = Viscosidad del agua en la biopelícula a la temperatura de referencia

3. SIMULACIÓN DEL PERIODO DE PUESTA EN MARCHA

Las características del reactor y las constantes físicas y cinéticas usadas en la simulación se muestran en las Tablas 1 y 2. Como método numérico se utilizó el algoritmo de cálculo desarrollado por Runge-Kutta de cuarto orden.

El coeficiente de transferencia de calor h_b se calculó a partir de las curvas del número de Nusselt promedio vs. cociente $H/(\text{Re} \cdot \text{Pr} \cdot 2B)$ para placas paralelas con temperatura de pared uniforme [7], en el cual H es la altura de las placas y B la separación entre ellas. Los coeficientes de transferencia de masa k_{Li} se calcularon a partir de las mismas curvas, substituyendo el número de Prandtl por el número de Schmidt y el número de Nusselt por el correspondiente número de Sherwood. Las difusividades efectivas de los productos intermedio dentro de la biopelícula se consideraron como el 80% de las correspondientes en agua [8]. Los coeficientes estequiométricos para las diferentes etapas de reacción tomando el carbono como base se muestran en la Tabla 3.

Aunque la etapa acidogénica involucra tres reacciones individuales, se puede simplificar a una sola reacción utilizando las fracciones de glucosa que se convierten en los ácidos butírico, propiónico y acético. Estas fracciones de distribución se calcularon utilizando una relación teórica desarrollada por Mosey [5], en la cual las velocidades de producción de ácidos (expresadas como porcentaje de la velocidad de descomposición de glucosa), se expresan como una función de la concentración de hidrógeno en el gas producido en el reactor. Considerando que la concentración de hidrógeno en la fase gaseosa varía entre 40 y 60 ppm en reactores anaerobios saludables [5], las siguientes fracciones se obtuvieron:

ácido acético 0,90; ácido propiónico 0,066 y ácido butírico 0,033. Estos factores se multiplicaron directamente con los coeficientes estequiométricos.

TABLA 1 - CARACTERÍSTICAS DEL RBAIC, CONDICIONES DE OPERACIÓN Y CONSTANTES CINÉTICAS USADAS EN LA SIMULACIÓN

1. Características del reactor					
Volumen	10 500 cm ³				
Área de la biopelícula	9 200 cm ²				
Biomasa en la biopelícula	0,498 mg-C/cm ²				
Área de pérdida de calor	5 200 cm ²				
Área de transferencia de calor	9 200 cm ²				
2. Condiciones de operación					
Temperatura de pared	37° C				
Temperatura de alimentación	5° C				
Temperatura ambiente	25° C				
Concentración de alimentación. (Carga orgánica volumétrica)					
0,50 g-C/l (0,668 g-DQO/(l.d))	(día 0 - día 6)				
0,75 g-C/l (0,985 g- DQO /(l.d))	(día 7 - día 13)				
1,12 g-C/l (1,420 g- DQO /(l.d))	(día 14 - día 18)				
1,69 g-C/l (2,210 g- DQO /(l.d))	(día 19 - día 23)				
2,61 g-C/l (3,340 g- DQO /(l.d))	(día 24 - día 29)				
1,69 g-C/l (2,210 g- DQO /(l.d))	(día 30 - día 45)				
3. Constantes cinéticas					
Substrato	v_i [h ⁻¹]	K_i [mg-C/l]	Y_i [mg-C biom./mg-C subst]	Kd_i [h ⁻¹]	Ref.
Glucosa	1,789	9,2	0,2124	0,00833	[5]
Butirato	0,0292	4,0	0,01584	0,00083	[5, 9]
Propionato	0,01584	12,0	0,1475	0,00083	[5, 9]
Acetato	0,00458	10,5	0,0326	0,00083	[5, 9]

(*) mol/l; (**) g-C biomasa/mol

TABLA 2 - COEFICIENTES DE TRANSPORTE

Coefficiente	Valor	Ref.
Coeficientes de difusión, cm ² /h		
D_{Bu}	0,021	[4]
D_{Pr}	0,025	[4]
D_{Ac}	0,027	[4]
Coeficientes de transferencia de masa, cm/h		
$k_{L Bu}$	0,223	calc.
$k_{L Pr}$	0,2656	calc.
$k_{L Ac}$	0,287	calc.
Coeficientes globales de transferencia de calor, Jcm ⁻² h ⁻¹ °C ⁻¹		
U_H	67	calc.
U_L	6,9	calc.
Energías de activación, J/mol		
ΔE_{GI}	67	[10]
$\Delta E_{ácidos}$	51,1	[10]

TABLA 3 - COEFICIENTES ESTEQUIOMÉTRICOS (EN BASE CARBONO)

Glucosa	Ácido butírico	Ácido propiónico	Ácido acético	Metano	CO ₂	Reacción
-1	0,022	0,066	0,6	0	0,311	(1)-(3)
0	-1	0	1	0	0	(4)
0	0	-1	0,667	0	0,333	(5)
0	0	0	-1	0,5	0,5	(6)

Se supuso un estado cuasi-estacionario para los cambios de concentración. Los factores de efectividad E_{fi} para los diferentes substratos, se calcularon usando las ecuaciones pseudo-analíticas anteriores [6]. La simulación del período de puesta en marcha del RBAIC por 45 días se muestra en la Figura 2.

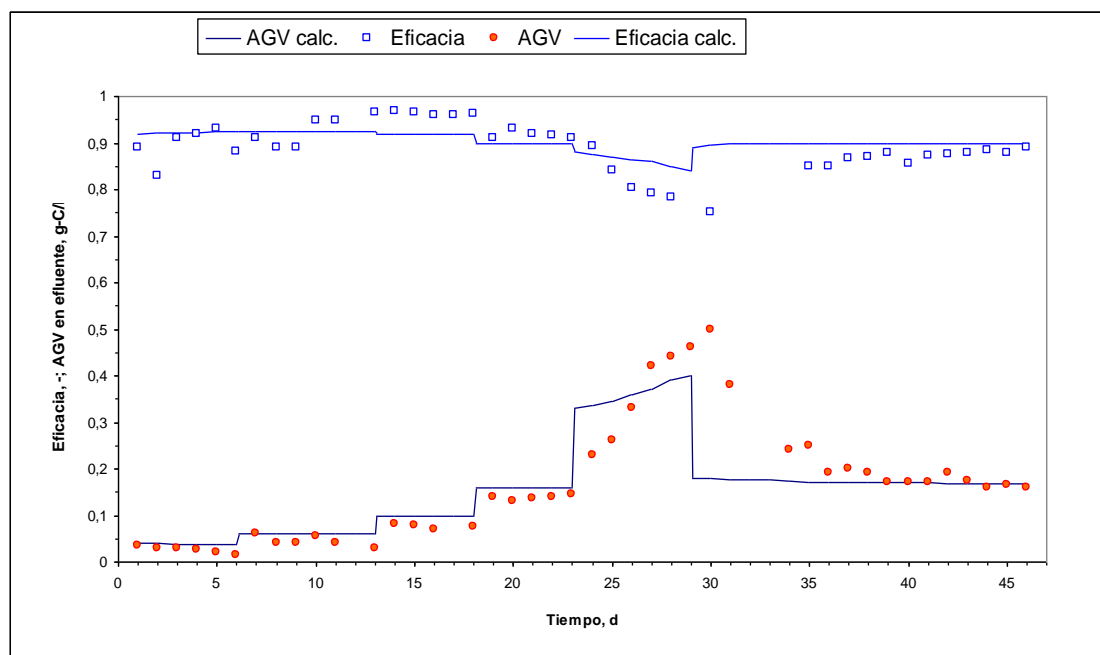


Figura 2 - Comparación entre valores calculados y valores experimentales de la eficacia del reactor y la concentración de salida de los ácidos grasos volátiles (AGV).

Se puede observar que los valores experimentales de las eficacias de remoción y las concentraciones de ácidos grasos volátiles concuerdan aproximadamente con los resultados de la simulación, especialmente en condiciones de carga orgánica volumétrica relativamente baja (concentraciones iniciales bajas). Esta concordancia sucede tanto cuando se ocasionan incrementos programados de la carga volumétrica como cuando se alcanzan condiciones estacionarias de alimentación. Se exceptúa el periodo entre los días 24 a 29, en el que la carga volumétrica se incrementó súbitamente de 2,210 a 3,340 g-DQO/(l.d). Con este incremento, la velocidad de producción de biogás en la biopelícula fue tan alta que parte de la misma se desprendió de las paredes, ocasionando una desestabilización (disminución) de su capacidad de tratamiento. Una vez que la carga volumétrica se disminuyó a los niveles anteriores, la eficacia y las concentraciones de ácidos grasos volátiles, retornaron a sus valores anteriores en un periodo de 9 días. Estas observaciones conducen a afirmar que, en el periodo de 23 días, la biopelícula no estaba suficientemente formada y adherida a las paredes, para soportar cargas volumétricas relativamente altas y que se necesitaba más tiempo para su consolidación. Normalmente, los reactores de biopelícula tales como los lechos empacados y lechos fluidizados necesitan tiempos de puesta en marcha entre 2 – 4 meses para soportar cargas orgánicas volumétricas altas (5 a 8 g-DQO/(l.d) [1]. El RBAIC logró responder establemente ante cargas volumétricas entre 5,4 y 6,2 g-DQO/(l.d) a partir de los 111 días y demostró estabilidad ante súbitos incrementos de cargas volumétricas 5 veces mayores (hasta 29 g- DQO/(l.d)) [3].

4. CONCLUSIONES

- Se ha desarrollado un modelo de reactor que considera la separación de fases microbianas dentro del reactor anaerobio tipo intercambiador de calor i.e. las bacterias acidogénicas predominan en la masa líquida recirculante y las heteroacetogénicas y metanogénicas lo hacen en la biopelícula adherida a las paredes. El modelo considera también las resistencias difusionales a la transferencia de masa ocasionadas por la capa laminar y la biopelícula, además de las reacciones paralelas y consecutivas propias de la degradación anaerobia de compuestos orgánicos fácilmente biodegradables tales como los residuos industriales de altas concentraciones de carbohidratos.
- Los resultados de la simulación basada en el modelo desarrollado concuerdan aproximadamente con los valores experimentales de las eficacias de remoción y las concentraciones de ácidos grasos volátiles, especialmente en condiciones de carga orgánica volumétrica relativamente baja (concentraciones iniciales bajas), donde no existen desprendimientos significativos de la biopelícula adherida a las paredes calientes.

- (c) El modelo de reactor y las ecuaciones pseudo-analíticas para la estimación de los factores de efectividad, desarrolladas para otro tipo de bioreactores anaerobios tales como lechos empacados y fluidizados, pueden utilizarse para estimar la eficacia y evaluar el funcionamiento de un reactor de biopelícula anaerobia tipo intercambiador de calor.

5. REFERENCIAS

- [1] C. R. Escalera and S. Uchida. "*Biofilm Processes in Anaerobic Wastewater Treatment*", Annual Reports of the Graduate School of Electronic Science and Technology, Shizuoka University, vol.11, 1990.
- [2] C. R. Escalera et al., "*The Performance of a Heat Exchanger-type Anaerobic Biofilm Reactor*". Water Science and Technology, vol. 24. No. 5, 1991, 149-161.
- [3] C. R. Escalera "*Dinámica de un Reactor de Biopelícula Anaerobia Tipo Intercambiador de Calor (RBAIC)*", Investigación y Desarrollo, vol. 4, 2004, pp. 59-70.
- [4] R. B. Bird et al. "*Transport Phenomena*", John Wiley & Sons Inc., New York 1960, pp. 515.
- [5] F. E. Mosey. "*Mathematical Modelling of the Anaerobic Digestion Process: Regulatory Mechanisms for the Formation of Volatile Fatty Acids from Glucose*", Water Sci. Technol., vol. 15, 1983, pp. 209.
- [6] C. R. Escalera. "*Effectiveness Factors in Anaerobic Biofilms*", Developments in Chemical Engineering and Mineral Processing, vol. 1, No 2/3, 1993, pp. 158-170
- [7] E. M. Sparrow. Nat. Advisory Comm. Aeronaut. Tech. Note 1955.
- [8] B. E. Rittman and P. L. McCarty. "*Model of Steady-state Biofilm Kinetics*, Biotechnol. Bioeng., vol. 22, 1980.
- [9] M. Kuroda et. al., Water Research, vol. 22, 1988.
- [10] D. B. Archer. Enzyme Microbiol. Technol., vol. 5, 1983.