

Upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) performance through sludge age load and kinetic coefficients

Jhonny Pérez^{1*}, Gerardo Aldana², Carmen Cárdenas²

¹Grupo GISA, Facultad de Ingeniería, Universidad de La Guajira. Km 5 vía a Maicao, Riohacha, La Guajira, Colombia. * jpemon@hotmail.com.

²Centro de Investigaciones del Agua CIA, Facultad de Ingeniería, Universidad del Zulia. Maracaibo, Venezuela

Abstract

Upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) performance is influenced by change in the hydraulic and organic load. Aim of this study was to evaluate the performance for a 4.14L reactor controlling temperature ($30 \pm 1^\circ\text{C}$) with a jacket circulation and a thermostat bath. Sludge age and kinetic coefficients were calculated. 500 mg/L of glucose as volumetric organic load were tested for different loading from 0,50 to 3.0 kgCOD/m³d kgCOD/m³d. Theoretical hydraulic retention time assayed from 24 to 4 hours, keeping a constant flow rate with a peristaltic pump. Sludge age recommended was 165 days and it was found enough to achieve a COD reduction by 86.87%. Rate constants found were: decay coefficient endogenous (K_d) = 0.0023 d⁻¹, yield coefficient cell (Y) = 0.0767 KgSSV/KgDQOr, maximum rate of substrate utilization per unit of microorganisms, (k) = 0.2578 mgDQO/mgSSV.d, substrate saturation constant (K_s) = 214 mg/L and maximum specific growth rate (μ_{\max}) = 0.0198 d⁻¹. Equation found by linear regression was able to predict the an operation of the reactor with a standard error of 1.882% in terms of COD's efficiency. Rate coefficients proposed by the process was developed successfully.

Keyword: UASB, sludge age; kinetic coefficients.

Funcionamiento de un reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) a través de la edad del lodo y los coeficientes cinéticos

Resumen

La eficiencia de un reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) se ve afectada por los cambios de carga orgánica e hidráulica. Se evaluó el funcionamiento del reactor usando la edad del lodo y coeficientes cinéticos en un RAFA de 4,14 litros a temperatura controlada ($30 \pm 1^\circ\text{C}$) con una chaqueta de recirculación y baño termostatado. El reactor se alimentó con 500 mg/L (glucosa), las cargas orgánicas volumétricas variaron desde 0,50 kgDQO/m³d a 3,0 kgDQO/m³d al variar los tiempos de retención hidráulico teórico (TRHt) desde 24 a 4 horas manteniendo el caudal constante con la ayuda de una bomba peristáltica. Una edad del lodo de 165 días fue suficiente para lograr una reducción de la DQO de 86,87%. Los coeficientes cinéticos encontrados fueron: decaimiento endógeno (K_d)=0,0023 d⁻¹, producción celular (Y)= 0,0767 KgSSV/KgDQOr, tasa máxima de utilización de substrato por unidad de microorganismos (k) = 0,2578mgDQO/mgSSV.d, constante de saturación del substrato (K_s)= 214 mg/L y tasa de crecimiento específico máximo (μ_{\max}) = 0,0198 d⁻¹. La ecuación encontrada por regresión lineal, fue capaz de predecir el funcionamiento del reactor con un error estándar 1,882% en la predicción de la eficiencia de DQO. Los coeficientes cinéticos permitieron afirmar que el proceso se desarrolló de forma satisfactoria.

Palabras clave: RAFA, edad del lodo, coeficientes cinéticos.

Introducción

La cinética de los procesos biológicos han sido estudiados teniendo en cuenta la relación entre la concentración del sustrato limitante y la proporción de crecimiento microbiano [1, 2], en los procesos anaerobios, la DQO ha sido utilizada como sustrato limitante en los estudios de cinética [3], al igual que los ácidos volátiles [4]. Las constantes o coeficientes cinéticos han sido determinados para evaluar el funcionamiento del proceso microbiano en diferentes tamaños de reactores: en un digestor anaerobio de 2 L usaron la mezcla con ácidos grasos [5]. En un RAFA cilíndrico de 10,5 L usaron glucosa como sustrato y lodo proveniente de una planta de tratamiento convencional como inóculo [6]; de forma similar reactores cilíndricos con capacidad de 7,9; 3,1 y 16,6 litros alimentados con glucosa e inoculados con lodo granular [7]; en un reactor de 4 litros y alimentado con aguas residuales de una industria procesadora de camarones usando lodo granular [8] a escala real y en un RAFA de 89,60 m³ tratando agua residual municipal (ARM) [9].

Son muchos los modelos matemáticos que se han desarrollado sobre el proceso de digestión anaerobia: considerando la etapa metanogénica como limitante del proceso, de lo cual concluyeron que una concentración alta de ácidos volátiles y un pH bajo colapsaría el reactor [10], la biopelícula anaerobia se utilizó para describir su crecimiento y la tasa de utilización del sustrato determinando una concentración mínima para que ocurra su crecimiento [11, 12]. Considerando las cinco (5) etapas del proceso anaerobio, concluyeron que el modelo puede ser usado para determinar la cinética y optimizar el funcionamiento del reactor [13]. Asimismo tomando los coeficientes cinéticos reportados en la literatura [14], desarrollaron en el año 2000 el modelo de digestión anaerobia denominado ADM1 [15]. Considerando que la biopelícula es la que describe la cinética y no la configuración del reactor, se formuló un modelo matemático para simular la biopelícula contenida en reactores anaerobios degradando sustratos complejos [16], de forma similar [17] concluyeron que el modelo matemático de biopelícula anaerobia fue válido para aclarar y validar el modelo conceptual de digestión anaerobia (ADM1) [18, 19]. Después del ADM1 se han hecho varios estudios tomando como base

este modelo con algunas modificaciones [18, 20]. Se validó y calibró un modelo matemático simplificado (MMS) tomando como base el modelo ADM1 a caudales cíclicos [21]. Los autores demostraron que con el MMS obtuvieron una mayor aproximación entre los resultados observados y los estimados con el modelo. Sin embargo los coeficientes cinéticos usados fueron tomados de la literatura [15].

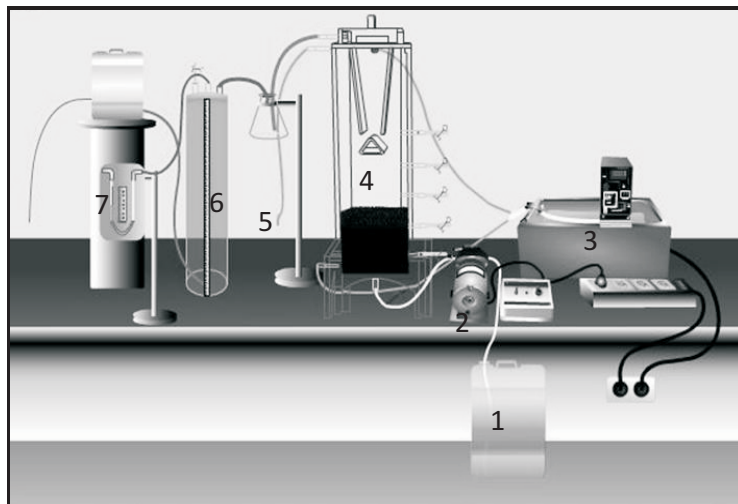
Existen muchos modelos cinéticos sugeridos para explicar el proceso anaeróbico, sin embargo para su aplicación se requiere una gran cantidad de información que puede limitar la utilidad de estos modelos [20]. En este sentido, el objetivo de la presente investigación fue determinar el funcionamiento del RAFA de manera simplificada y demostrar la correlación entre la edad del lodo y el grado de tratamiento deseado haciendo balance de masa para calcular los coeficientes cinéticos considerando la cinética de Monod.

Parte experimental

Instalación experimental y operación del reactor

La investigación se desarrolló en un RAFA de 4,14 L (7,9 cm de ancho; 9,8 cm de largo y 55 cm de alto) construido en plástico transparente de 5 mm. La operación del reactor se efectuó bajo temperatura controlada de 30±1°C con la ayuda de una chaqueta de recirculación externa en donde se recirculó agua de un baño termostataado. Para mantener un caudal de alimentación constante (afluente) se usó una bomba peristáltica marca Cole Parmer modelo 7553-80 de 1-100 rpm y para recolectar el biogás se usó un dispositivo de desplazamiento de agua acompañado de un manómetro para determinar y hacer las correcciones por presión tal como se muestra en la Figura 1.

El reactor fue inoculado con 820 mL (19,8%) de lodo anaerobio granular proveniente de una industria cervecera local. El efluente utilizado fue una solución preparada disolviendo 500 mg de glucosa (C₆H₁₂O₆), 500 mg de bicarbonato de sodio (NaHCO₃) y microelementos en agua destilada hasta alcanzar un volumen de un litro. Para aclimatar el lodo se inició la alimentación por carga (3 cargas) hasta que la actividad del



Fuente: Elaboración propia.

Figura 1. Montaje del reactor anaerobio de flujo ascendente. 1. Tanque de alimentación (afluente), 2. Bomba peristáltica, 3. Baño termostataado, 4. Reactor, 5. Efluente, 6. Recolector de Biogás, 7. Manómetro de agua.

lodo superó 0,1 L-biogás/L.día reactor [22], luego fue alimentado con flujo continuo a TRHt de 24, 20, 16, 12, 10, 8, 6, 5, 4 horas y se determinaron los siguientes parámetros: pH, Alcalinidad, DQO, SSV, producción de biogás, contenido de metano, de acuerdo a lo establecido en el Standard Methods [23].

Evaluación cinética

Las constantes o coeficientes cinéticos se determinaron usando la cinética de Monod y realizando balances de masa para el sustrato y microorganismos en la fase de estado estable del reactor [6, 7, 9, 24-26].

Balance de masa para el sustrato (S)

El balance de masa para el sustrato se estableció de acuerdo a la ley de conservación de masa así (ver abajo):

Este balance se representa matemáticamente de acuerdo a la ecuación (1). Se consideró que la contribución de la zona del manto de lodo

en la remoción de la DQO es despreciable (aspecto que fue verificado en esta investigación) por tal razón la concentración de DQO a la salida del reactor (S_e), es igual a la concentración de DQO en la salida del lecho de lodo (S_L) y sabiendo que en condiciones de estado estable $V \frac{dS_r}{dt} = 0$ la ecuación 1 se puede escribir de acuerdo con la ecuación 2.

$$V_L \frac{dS_r}{dt} = QS_0 - QS_L - V_L \frac{dS_L}{dt} \quad (1)$$

$$Q(S_0 - S_e) - V_L \frac{dS_L}{dt} = 0 \quad (2)$$

Lawrence y McCarty, 1970 [27] afirmaron que la tasa de utilización de sustrato, $\frac{dS}{dt}$, se describe de acuerdo a la ecuación 3, ecuación que ha sido empleada en varios estudios de cinética en RAFA [5, 26, 8, 28, 29]. Reemplazando la ecuación 3 en la ecuación 2 tenemos la ecuación 4:

$$\left[\begin{array}{c} \text{Tasa neta de Cambio} \\ \text{de la masa de S} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de Aumento de S} \\ \text{debido a su presencia} \\ \text{en el efluente} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de disminucion de S} \\ \text{debido a la eliminación} \\ \text{en el efluente} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Tasa de disminución de S debido} \\ \text{a la reacción con los} \\ \text{microorganismos en el reactor} \end{array} \right]$$

Balance de masa para el sustrato.

$$\frac{dS_L}{dt} = \frac{kS_e X_L}{K_s + S_e} \quad (3)$$

$$Q(S_0 - S_e) - V_L \frac{kS_e X_L}{K_s + S_e} = 0 \quad (4)$$

Ordenando e invirtiendo la ecuación 4 se tiene la ecuación 5 que es aplicable para determinar la tasa de utilización del sustrato por unidad de biomasa (k , mgDQO/mgSSV.d) y la concentración de saturación de sustrato (K_s , mg/L), esta ecuación coincide con la usada en otras investigaciones [26, 28, 29].

$$\frac{V_L X_L}{Q(S_0 - S_e)} = \frac{K_s}{k} * \frac{1}{S_e} + \frac{1}{k} \quad (5)$$

donde V_L es volumen del lecho de lodo (L), X_L son los sólidos suspendidos volátiles (SSV) en el lecho de lodo (mg/L), Q la tasa de flujo aplicada al sistema (L/d), S_0 la concentración de DQO en el afluente (mg/L), S_e la concentración de DQO en el efluente (mg/L).

Balance de masa para los microorganismos

De igual manera que el balance de masa para el sustrato, se presenta un balance para los microorganismos de forma práctica que puede ser usada en el diseño de RAFA teniendo en cuenta las fases del crecimiento microbiano [8, 29] (ver abajo).

El balance de masa microbiano puede escribirse de acuerdo a la ecuación 6.

$$V_L = \frac{dX_r}{dt} = V_L \left(\frac{dX_L}{dt} \right) + QX_0 - QX_e \quad (6)$$

Pero el crecimiento de los microorganismos está dado por el crecimiento total menos la pérdida de por respiración endógena, así, la ecuación 6 se puede representar de acuerdo a la ecuación 7.

$$V_L = \frac{dX_r}{dt} = V_L \left(Y \frac{dS}{dt} - K_d X_L \right) + QX_0 - QX_e \quad (7)$$

En condiciones de estado estable, $\frac{dX_L}{dt} = 0$ y considerando que los SSV perdidos desde el reactor son iguales a los de la concentración de SSV en el efluente (X_e) y la concentración de microorganismos en el afluente (X_0) es cero se tiene la ecuación 8. Ordenando la ecuación 8 y dividiendo toda la expresión por X_L resulta la ecuación 9.

$$V_L \left(Y \frac{dS}{dt} - K_d X_L \right) = QX_e \quad (8)$$

$$\left(Y \frac{dS}{dt} \right) - K_d = \frac{QX_e}{V_L X_L} \quad (9)$$

El tiempo de retención celular (θ_c) es un importante parámetro operacional [4, 26, 27] que viene dado por la ecuación 10 [6, 8, 26, 28-30]. Reemplazando la ecuación 3 y 10 en la ecuación 9, resulta la ecuación 11.

$$\theta_c = \frac{V_L X_L}{QX_e} \quad (10)$$

$$Y \frac{kS_e}{K_s + S_e} - K_d = \frac{1}{\theta_c} \quad (11)$$

De acuerdo a la ecuación 3, la tasa de utilización de sustrato específica, $q = \left(\frac{dS}{dt} \right) =$

$$\frac{kS_e}{K_s + S_e} \quad [26, 31]$$

reemplazando esta expresión en la ecuación 11 resulta la ecuación 12:

$$\frac{1}{\theta_c} = Yq - K_d \quad (12)$$

$$\left[\begin{array}{c} \text{Concentración neta de} \\ \text{microorganismos} \\ \text{en el reactor} \end{array} \right] = \left[\begin{array}{c} \text{Crecimiento de} \\ \text{microorganismos por la} \\ \text{utilización de S en el reactor} \end{array} \right] + \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos que} \\ \text{entran al reactor} \end{array} \right] - \left[\begin{array}{c} \text{Cantidad de} \\ \text{microorganismos que} \\ \text{salen del reactor} \end{array} \right]$$

Balance de masa para los microorganismos.

La tasa de utilización de sustrato específica es producto de la relación alimento-microorganismo $\left(\frac{F}{M} = \frac{QS_0}{V_L X_L}\right)$ y la eficiencia [26, 29, 30],

haciendo esta sustitución en la ecuación 12, se obtiene la ecuación 13 que es práctica para determinar el coeficiente de decaimiento endógeno (K_d , d^{-1}) y coeficiente de crecimiento celular (Y , mg SSV/mg DQO).

$$\frac{1}{\theta_c} = Y \frac{F}{M} \frac{E}{100} - K_d \quad (13)$$

De a la ecuación 11 se deduce la ecuación 14 para estimar la concentración del efluente de acuerdo a los coeficientes cinéticos encontrados en el proceso.

$$S_e = \frac{K_s(1 + K_d \theta_c)}{\theta_c(Y_k - K_d) - 1}, \text{ de otra forma}$$

$$S_e = \frac{K_s(1 + K_d \theta_c)}{\theta_c(\mu_{\max} - K_d) - 1} \quad (14)$$

donde X_0 son SSV en el afluente (mg/L), X_e la concentración de SSV en el efluente (mg/L), K_d el coeficiente de decaimiento endógeno (d^{-1}), Y es el coeficiente de crecimiento celular, interpretado como la masa de células formadas por masa de sustrato consumido (mg SSV/mg DQO), μ_{\max} es tasa de crecimiento específico máxima (d^{-1}), μ es la tasa de crecimiento específico de la biomasa (d^{-1}), θ_c es el tiempo de retención de los sólido o edad del lodo (d), $\frac{F}{M}$ es la relación alimento microorganismo (kg DQO/kg SSV.d) y q es la tasa de utilización de sustrato específica (mg DQO/mg SSV.d).

Para mantener la cantidad mínima de biomasa necesaria, el afluente debe tener una concentración mínima de sustrato (S_{\min}), la cual puede ser calculada por la ecuación de crecimiento neto, que siguiendo la cinética de Monod, se puede representar de acuerdo a la ecuación 15 [26].

$$S_{\min} = \frac{K_s K_d}{\mu_{\max} - K_d} \quad (15)$$

Presentación y análisis de los resultados

Arranque y operación

El lodo utilizado provino de un reactor anaerobio en funcionamiento lo que garantizó un arranque efectivo [22] con una tasa de producción de biogás de 0,275L/L.d, lo que indicó que el RAFA estaba apto para iniciar la etapa de flujo continuo. Para evitar rupturas y desgastes del lodo, la operación se inició a TRHt de 24h (velocidad ascensional de 0,022 m/h) [32] y se continuó a TRHt de 20, 16, 12, 10, 8, 6, 5 y 4 horas; donde se determinaron: pH, alcalinidad, producción de biogás, contenido de metano y DQO evaluando 7 días de estabilidad en cada TRHt [33]. La estabilidad se consideró en términos de remoción de DQO y producción de metano.

El pH se mantuvo entre 6,45 y 6,72 y la alcalinidad entre 546 a 677 mgCaCO₃/L indicando que el reactor operó en el rango eficiente para las bacterias metanogénicas [34]; la producción de biogás se mantuvo entre 0,203 a 0,461 m³/kgDQO_r, similar a otras investigaciones [35, 36]; el porcentaje de metano varió desde 60% a 87,5% encontrándose en el rango favorable para este proceso [37].

Funcionamiento y evaluación cinética del RAFA

Como la concentración de materia orgánica fue mantenida constante, la carga orgánica volumétrica (COV) y la tasa de carga de lodo (TCL) fue incrementada por la carga hidráulicas al reducir los TRHt como se muestra en la Tabla 1 (datos promedio de 7 días de estabilidad), los SSV del lecho de lodo se mantuvieron constante durante gran parte del tiempo, solo varió al finalizar el estudio. Se obtuvo una eficiencia desde 86,87% a 93,65%, resultados que son similares a (91,98% a 93,65%) así como a los obtenidos por Ghangrekar, 2006 [26] con el mismo tipo de sustrato.

Tomando los resultados experimentales de los TRHt de 12 a 4 horas (tiempo de operación de los reactores en clima tropical y subtropical), se presenta en la Figura 2 el funcionamiento del reactor con el incremento en la COV aplicada, se puede observar que la eficiencia (E, %) de remoción de la DQO con COV y TCL describió una co-

Tabla 1
Funcionamiento del RAFA a varias cargas orgánicas y tasa de carga de lodo

TRHt, h	Q, L/d	COV kgDQO/ m ³ d	SSV Lecho, mg/L	Volumen Lecho, L	TCL kgDQO/ kgSSV.d	DQOe, mg/L	E %	SSVe Xe mg/L	Gas mL/h	TRS, d. = θ_c	F/M*(E/100) kgDQO/kgSSV.d
24	4,12	0,493	87355	0,994	0,0234	60,1	87,85	6,30	28,759	3344,7	2,060E-02
20	4,80	0,573	87355	0,994	0,0276	54,8	89,00	7,60	36,764	2377,7	2,453E-02
16	6,12	0,739	87355	0,994	0,0352	37,4	92,51	8,10	23,414	1751,6	3,260E-02
12	8,19	0,989	87355	1,032	0,0454	31,7	93,65	8,49	0,415	1296,8	4,254E-02
12	8,20	0,992	87355	1,032	0,0455	34,9	93,03	11,19	35,469	983,5	4,229E-02
10	9,78	1,181	87355	1,032	0,0542	32,1	93,58	15,95	53,885	577,9	5,075E-02
10	9,79	1,177	87355	1,032	0,0543	36,8	92,64	15,32	45,290	601,2	5,029E-02
8	12,13	1,465	87355	1,147	0,0606	34,8	93,05	17,33	68,225	476,4	5,634E-02
6	16,38	1,979	87355	1,147	0,0818	43,3	91,34	20,91	73,142	292,4	7,470E-02
5	19,83	2,395	87355	1,147	0,0990	53,5	89,29	20,50	93,213	246,4	8,840E-02
4	24,81	3,004	89300	1,147	0,1212	65,6	86,87	25,00	91,641	165,1	1,053E-01

TRHt: tiempo de retención hidráulico teórico, COV: Carga orgánica volumétrica, TCL: tasa de carga de lodo, TRS: tiempo de retención del lodo o edad del lodo, Xe: sólidos suspendidos en el efluente. F/M: relación comida/microorganismos.

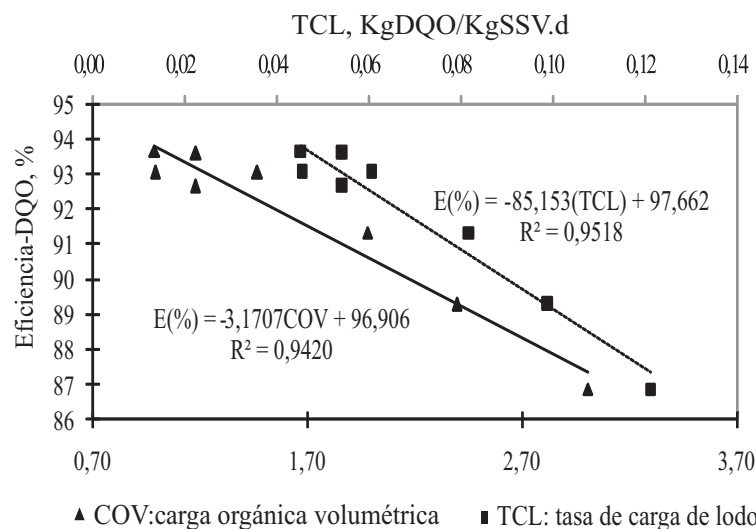


Figura 2. Eficiencia de remoción de la DQO contra las tasas de carga orgánica y de lodo.

relación negativa con $R=0,9705$ y $R=0,9756$ respectivamente. Los coeficientes de determinación ($R^2= 0,9420$ y $R^2=0,9518$) indicaron que el 94,20% de la variabilidad total de la eficiencia es explicada por la TCL al igual que un 95,18% por la COV. Estos resultados permiten confirmar que los RAFA deben ser arrancados con la carga inicial pautada y de manera gradual incrementarla hasta lograr la deseada, de esta forma se evitan

los cambios en las características del lodo presente y en consecuencia de la población microbiana, manteniendo así la tendencia válida presentada en la Figura 2.

Graficando el tiempo de retención de los sólidos (TRS) o edad del lodo contra la TCL, se encontró un comportamiento exponencial negativo ($TRS = 2516,1e^{-23,76TCL}$). Se calculó que para la

máxima TCL (0,1212 kg DQO/kgSSV.d) el TRS fue de 165 días, de forma similar se obtuvo un valor de TRS de 215 días, para un TCL de 0,082 kgDQO/kgSSV.d, presentando similitud con 292 días encontrados por Benefield y Randall [27] con el mismo valor de TCL. El mayor pudo obedecer a que el reactor utilizado por estos autores [27], no tenía el separador G-S-L, esencial para facilitar la sedimentación de los sólidos en el reactor.

Ninguno de los promedios de los SSV superó los 25 mg/L, para todas las cargas orgánicas aplicadas aumentando con el incremento en la COV o sea con el aumento del caudal, la baja pérdida de sólidos en el reactor permitió obtener un elevado TRS. El bajo valor de los sólidos en el efluente se debe a la ausencia de sólidos en el afluente y al funcionamiento del separador G-S-L del RAFA.

Cálculos de los coeficientes cinéticos

Tomando los datos de la Tabla 1 (TRHt de 2 a 4 h) se graficó la ecuación (5) y aplicando regresión lineal se obtuvo la siguiente ecuación con los coeficientes K_s / k y $1 / k$

$$\frac{V_L X_L}{Q(S_0 - S_e)} = 830,79 \frac{1}{S_e} - 3,8795, \quad (16)$$

de la cual se determinaron los valores de $K_s=214$ mg/L y $k=0,258$ mgDQO/mgSSVd con un coeficiente correlación (R)=0,920 y una explicación de la variabilidad de los datos al 82,64% ($R^2=0,8464$).

Valores similares para K_s (mg/L) fueron obtenidos en otras investigaciones: 340 [22], 300 [17]; 266 [20]; 260 [38, 39]. Para valores de k (mgDQO/mgSSV.d) se encontró un valor cercano al obtenido en esta investigación 0,307 [25], lo que indicó una buena tasa de consumo de substrato por parte de los microorganismos; por el contrario un valor de $k = 0,0025$ mgDQO/mgSSVd fue encontrado en un RAFA escala real tratando ARM, lo que se justificó por la baja eficiencia encontrada en términos de DQO total (35,29%) [9].

Graficando la ecuación 13, se obtuvo la siguiente ecuación con el coeficiente Y

$$\frac{1}{\theta_c} = 0,0767 \frac{F}{M} \frac{E}{100}$$

de la cual se pudo determinar los valores de $Y=0,0767$ mgSSV/mgDQO, $K_d=0,0023$ d⁻¹ y el valor de μ_{max} 0,020d⁻¹. Se obtuvo una correlación muy significativa (R=0,993), un alta explicación de la variabilidad total de los datos ($R^2= 0,985$). La digestión anaerobia es un proceso de baja producción celular, lo que indica que los valores de Y deben ser pequeños tal como se demuestra en la presente investigación y se corrobora con varias investigaciones realizadas en RAFA a escala de laboratorio: un valor de Y(mgSSV/mgDQO) de 0,0708 [26]; 0,03 [5]; 0,109; 0,091 [7] y 0,121 [23].

De igual manera, la tasa de muerte debe ser pequeña como indicador de una baja muerte o pérdida celular, valores similares de: K_d (d⁻¹)han sido obtenidos: 0,00174 d⁻¹ [25]; 0,0038 [26], también se han reportado valores mayores: 0,039 [9]; 0,020 [17]; 0,04 [6]; 0,035; 0,028 y 0,065 [7]; 0,016 [40]; 0,028 [13] y 0,099 [5]. Un bajo valor de K_d , indica que el lodo puede guardarse por largos periodos sin alimentar, esto ha sido evidente en varias oportunidades, en los Laboratorios del Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (DISA) de La Universidad del Zulia, República Bolivariana de Venezuela. Para el valor encontrado de K_d en esta investigación (0,0023 d⁻¹), si el lodo se guarda durante 6 meses, todavía, aproximadamente 50% de los microorganismos permanecerán activos, durante un mes, aproximadamente 90% de los microbios permanecerán activos y el reactor no requerirá tiempo adicional para reiniciar. Para la duración mayor que un mes, el reactor requerirá de pocos días para recobrar su eficiencia original después que se reinicie. En el tratamiento aerobio se reportaron mayores valores de Y de 0,735 KgSSV/KgDQO y K_d de 0,44d⁻¹ [41], que se evidencia en una formación rápida de lodo, contrario al bajo crecimiento y muerte de la biomasa que ocurre en el tratamiento anaerobio.

El valor de μ_{max} encontrado (0,0198 d⁻¹), es ligeramente similar a 0,034 d⁻¹ encontrado por [25] y menor 0,0814 d⁻¹[9]. Mayores valores han sido encontrados: 0,14 d⁻¹[7]; 0,12 d⁻¹ [6] y 0,414 d⁻¹ [5], esto indica hubo mayor crecimiento específico de la biomasa, debido a las mayores concentraciones de DQO aplicadas en sus estudios: 3000 mg/L, 1500 mg/L y 20000 mg/L [7, 6, 5]

respectivamente, que como se observa, este valor se incrementó con la concentración de DQO.

Usando la ecuación (15) y las constantes encontradas se determinó una concentración mínima de sustrato de 28 mg/L, este es un valor similar al encontrado por Ghangrekar [26] (26 mg/L). Lo anterior indica que para concentraciones de sustrato superiores a 28 mg/L habrá crecimiento neto de los microorganismos en el reactor.

Predicción de la eficiencia de remoción de la DQO

La ecuación 14 puede ser usada para determinar la concentración de DQO en el efluente. Esta relación puede ser útil en la operación del reactor, para tener la eficiencia deseada, por un adecuado manejo del tiempo de retención de los sólidos o edad del lodo. Dependiendo de la concentración de DQO en el afluente, se puede calcular la eficiencia del reactor. En la Figura 3 se muestra la eficiencia observada versus la eficiencia estimada. La desviación estándar de esta predicción es de 1,882 mg/L, lo cual indica que la eficiencia de remoción de la DQO se desvía en $\pm 1,882$ desde la eficiencia de remoción predicha; $R=0,975$ lo que indica una fuerte correlación lineal entre las variables ($R=0,9752$), lo que permite afirmar que la variabilidad de la eficiencia estimada explica un 95,10% de los datos de la eficiencia observada.

Es importante anotar, que la predicción no incluye variaciones de temperatura. Sin embargo, el estudio realizado por Haldane a temperatura alrededor de 30 °C, no reportó diferencia con el modelo cinético de Monod [26].

Conclusiones

Los coeficientes cinéticos encontrados: decaimiento endógeno (K_d) = 0,0023d⁻¹, producción celular (Y) = 0,0767 KgSSV/KgDQOr, tasa máxima de utilización de sustrato por unidad de microorganismos (k) = 0,2578 mgDQO/mgSSV.d, constante de saturación del sustrato (K_s) = 214 mg/L y la tasa de crecimiento específico máximo (μ_{max}) = 0,0198 d⁻¹, están dentro de los rangos reportados por la literatura para el proceso de digestión anaerobia.

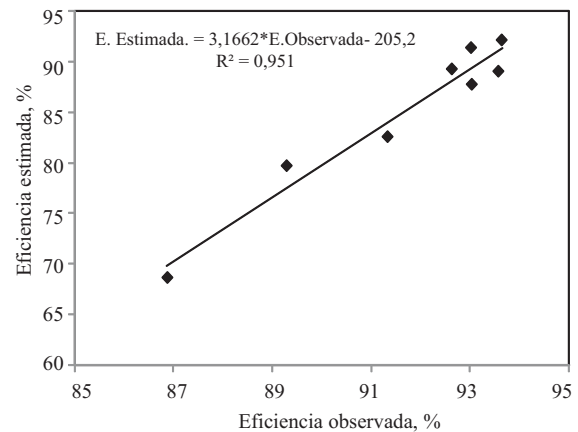


Figura 3. Eficiencia de remoción de la DQO estimada contra la experimental.

Una edad del lodo de 165 días, fue suficiente para lograr una reducción de la DQO de 86,87% y para que exista crecimiento de microorganismos en el reactor, debe existir una concentración mínima de DQO 28 mg/L, por debajo de este valor no existirá un crecimiento microbiano esencial para el tratamiento.

Agradecimientos

A la Universidad La Guajira, Colombia; al Consejo de Desarrollo Científico y Humanístico (CONDES), al Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (DISA) de la Universidad del Zulia, Venezuela por su apoyo económico y logístico y al Centro de investigación del Agua por su apoyo logístico en la realización de este proyecto.

Referencias bibliográficas

1. Monod J.: "La technique de culture continue théorie et applications". Institut Pasteur. Service de Physiologie microbienne (1950) 390-410.
2. James T.: "Continuous culture of microorganisms". Annual Review of Microbiology, Vol. 15, (1961) 27-46.
3. Saravanan V. and Sreekrishnan, T.: "Modeling anaerobic biofilm reactors". Review Journal of Environmental Management, Vol. 81, No. 1 (2006) 1-18.
4. Lawrence A. and McCarty, P.: "Kinetics of methane fermentation in anaerobic waste

- treatment". Technical Report No. 75, Department of Civil Engineering, Stanford University, U. S. A (1967).
5. Lin C., Noike T., Furumai H. and Matsumoto J.: "A kinetic study on the methanogenesis process anaerobic digestion". *Water Science Technology*, Vol. 21 (1989) 175-186.
 6. Paula D. and Foresti E.: "Kinetic studies on UASB reactor subjected to increasing COD concentration". *Water Science Technology*, Vol. 25, No. 7 (1992) 103-111.
 7. Campos C. and Anderson G.: "The effect of the liquid upflow velocity and the substrate concentration on the start up and steady-state periods of lab-scale UASB reactors". *Water. Science Technology*, Vol. 25, No. 7 (1992) 41-50.
 8. Pérez J.: Diseño de un sistema UASB y lagunas de estabilización para tratar los desechos líquidos de una industria procesadora de camarones. Tesis de Magister en Ingeniería Ambiental. Universidad del Zulia. Facultad de Ingeniería. División de Postgrado (1998) 1-180.
 9. Garrido S. "Evaluación de la eficiencia de la planta de tratamiento de aguas residuales, localizada en Ixtapan de la Sal, Estado de México". XXVII Congreso Interamericano de Engenharia Sanitária e Ambiental. [On-line]. Consulta abril 22 de 2008. Disponible en: <http://www.cepis.org.pe/bvsaidis/aresidua/i-167.pdf>.
 10. Andrews J.: "A mathematical model for the continuous culture of microorganisms utilizing inhibitory substrate". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 10 (1969) 707-723.
 11. Rittmann B. and McCarty P.: "Evaluation of steady state biofilm kinetics 2". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 22 (1980) 2359-2373.
 12. Rittmann B.: "The effect of shear stress on biofilm loss rate". *Biotechnology and Bioengineering*, Vol. 24 (1982) 501-506.
 13. Kalyuzhnyi S.: "Batch anaerobic digestion of glucose and its mathematical modeling. II. Description, verification and application of model". *Bioresource Technology*, Vol. 59, No. 2-3 (1997) 249-258.
 14. Kalyuzhnyi S. and Davlyatshina M.: "Batch anaerobic digestion of glucose and its mathematical modeling. I. Kinetic investigations". *Bioresource Technology*, Vol. 59, No. 1 (1997)73-80.
 15. Batstone D., Keller J., Angelidaki I., Kalyuzhnyi S., Pavlostathis S., Rozzi A., Sanders W., Siegrist H. and Vavilin V. "The IWA Anaerobic Digestion Model No 1 (ADM1)". *Water Science & Technology*, Vol. 45, No. 10 (2002) 65-73.
 16. Mussati M., Aguirre and Scenna J.: "Modeling of real biological reactors for the treatment of complex substrates". *Dynamic simulation. Computers them. Engng*, Vol. 22, (1998) 723-726.
 17. Batstone D., Picioreanu C. and Van Loosdrecht M.: "Multidimensional modelling to investigate interspecies hydrogen transfer in anaerobic biofilms". *Water Research*, Vol. 40 (2006) 3099-3108.
 18. Batstone D., Keller J. and Blackall L.: "The influence of substrate kinetics on the microbial community structure in granular anaerobic biomass". *Water Research*, Vol. 38, No. 6 (2004) 1390-1404.
 19. Buffiere P., Steyer J., Fonade C. and Moletta R.: "Comprehensive modeling of methanogenic biofilms in fluidized-bed systems-mass-transfer limitations and multi-substrate aspects". *Biotechnology Bioengineering*, Vol. 48, No. 6 (1995) 725-736.
 20. Blumensaat F. and Keller J.: "Modelling of two-stage anaerobic digestion using the IWA Anaerobic Digestion Model No. 1 (ADM1)". *Water Research*, Vol. 3 (2000)171-183.
 21. De Carvalho K.: "Reposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais". Tesis de doctorado. Universidades de São Paulo. Escuela ingeniería de São Carlo, Brasil (2006)191.
 22. Sanhueza J. y León G.: "Manual de Arranque, operación y mantenimiento de la planta de tratamiento de agua residual de la universidad nacional de Ingeniería". Programa Regional HPE/OPS/CEPIS de Mejoramiento de

- la Calidad del Agua para Consumo Humano. Lima, CEPIS/OPS (1995) 76.
23. APHA, AWWA, WEF. "Standard Methods for the examination of water". 20^a ed. Ed. American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation. Washington D.C. (1998) 1325.
 24. Dionicio V., González O. y González S.: "Comportamiento de constantes cinéticas durante la fermentación de agua residual". Instituto de Ingeniería, Universidad nacional Autónoma de México. Congreso Nacional de Ingeniería Sanitaria y Ciencias Ambientales (1997). [On-line]. Consulta enero 20 de 2010. Disponible en: <http://www.bvsde.paho.org//bvsaidis//mexico11//ar-38.pdf>.
 25. Pérez J., Fernández N., Herrera M., Galindo A., Toncel E., Rojano R. y Daza, S.: "Diseño de un sistema UASB y lagunas de estabilización para tratar los desechos líquidos de una industria procesadora de Camarones". Revista Técnica Ing. Univ. Zulia, Vol. 2, No. 3 (1999) 194 -204.
 26. Ghangrekar M.: "Performance and Correlation of Sludge Age and Efficiency of UASB reactor during step increase in loading rates". Institution of Engineers (India), Environmental Engineering Division IE(I) Journal-EN, Vol. 87 (2006) 8-15.
 27. Benefield L. and Randall C.: "Biological process design for wastewater treatment". Prentice-Hall., United States of America, 1980.
 28. Montenegro C., Botelho B. and Ribeiro F.: "Determination of kinetic parameters of a lab-scale upflow anaerobic sludge blanket reactor (UASB) removing organic loading from swine manure". Ciência e Agrotecnologia, Vol. 29, No. 5 (2005) 1045-1051
 29. Pérez Y. y Villegas O.: "Diseño teórico de un reactor híbrido mediante sistemas no convencionales para el tratamiento de las aguas residuales". Tesis de grado. Instituto Politécnico Nacional. Escuela superior de Ingeniería y Arquitectura, México (2004) 132.
 30. Zinatizadeh A., Mohamed A. Abdullah A., Mashitah M., Hasnain M. and Najafpour G.: "Process modeling and analysis of palm oil mill effluent treatment in an up-flow anaerobic sludge fixed film bioreactor using response surface methodology (RSM)". Water Research, Vol. 40 (2006) 3193-3208.
 31. Krylów M.: "Kinetics of subsequent phases of the anaerobic processes". Institute of Water Supply and Environmental Protection, Cracow University of Technology, [on-line]. Consulta mayo 12 de 2007. Disponible en: <http://www.lwr.kth.se/forskningsprojekt/Polishproject/JPS11p29.pdf>. (2002) 29-37.
 32. Bhunia M. and Ghangrekar M.: "Required minimum granule size in UASB reactor and characteristics variation with size". Bioresource Technology, Vol. 98 (2007) 994-999.
 33. Noyola A., Guyot J. and Monroy O.: "Comparación experimental de dos tipos de reactores anaerobios avanzados". Revista Asociación de Ingenieros Sanitarios de Antioquia, Vol. VIII. No. 1 (1988) 35-47.
 34. Speece R.: "Anaerobic biotechnology for industrial wastewater treatment". Environmental Science Technology, Vol. 17 (1993) 416-427.
 35. Vieira S. and Souza M.: "Development of technology for the use of the-UASB-reactor in domestic sewage treatment" Water. Science. Technology, Vol. 18 No. 12 (1986) 109-121
 36. Lettinga G. and Hulshoff L.: "Advanced reactor design, operation an economy". Water Science Technology, 18 No. 12 (1986) 99-108.
 37. Torres P. and Foresti E.: "Domestic sewage treatment in a pilot system composed of UASB and SBR reactors". Water Science Technology, Vol. 44, No. 4 (2001) 247-253.
 38. Angelidaki I., Ellegaard L. and Ahring B.: "A mathematical model for dynamic simulation of anaerobic digestion of complex substrates: focusing on ammonia inhibition". Biotechnology and bioengineering, Vol. 42 (1993) 159-166.
 39. Keshtkar A., Meyssami B., Abolhamd G., Ghaforian H and Khalagi M.: "Mathematical modeling of non-ideal mixing continuous flow reactors for anaerobic digestion of cattle manure". Bioresource Technology. Vol. 87 (2003) 113-124.

40. Kiely G., Tayfur G., Dolan C and Tanj K.: "Physical and mathematical modeling of anaerobic digestion of organic wastes". *Water Research*, Vol. 31, No. 3 (1997) 534-540.
41. Chacin, E.: "Estudio de un sistema de tratamiento económica para el efluente de una in-

dustria pequeña". Tesis de postgrado, Universidad del Zulia, Facultad de Ingeniería, Maracaibo (1988) 102-111.

Recibido el 11 de Marzo de 2011

En forma revisada el 17 de Octubre de 2011