

## Evaluación del comportamiento hidráulico en un reactor anaerobio de doble cámara (RADCA)

## Evaluation of the Hydraulic Behaviour in a Double-Chamber Anaerobic Reactor (DCAR)

Nancy Rincón<sup>1\*</sup>, Andres Galindo<sup>2</sup>, Jhonny Pérez<sup>2</sup>

<sup>1</sup>Universidad del Zulia. Facultad de Ingeniería. Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (DISA). Urbanización El Amparo Calle Sucre N° 258 Cabimas Zulia, Venezuela.

<sup>2</sup>Universidad de La Guajira. Facultad de Ingeniería. Grupo GISA. Km 5 vía a Maicao, Riohacha, Colombia.

(Recibido el 17 de marzo de 2011. Aceptado el 17 de noviembre de 2011)

### Resumen

En la remoción de carga orgánica en un sistema de tratamiento de aguas residuales intervienen los procesos bioquímico y aspectos hidrodinámicos como las características de flujo, régimen de mezcla, tiempos de residencia, geometría del reactor, por otro lado las condiciones de flujo no ideal tales como cortos circuitos, zonas muertas y recirculación interna afectan su desempeño. En esta investigación se evaluó el comportamiento hidráulico de un reactor anaerobio de doble cámara (RADCA) de 534,5 L (cámara 1=305 L y cámara 2= 229,5 L ) como innovación tecnológica de los reactores UASB. El RADCA fue alimentado con agua residual municipal (ARM) de la ciudad de Maracaibo, Venezuela; cada una de las cámaras fueron inoculadas con lodo granular (20% v/v) proveniente de una cervecería local. La evaluación hidráulica se realizó en la fase líquida y en operación utilizando  $\text{Li}^+$  ( $\text{LiCl}$ ) como trazador aplicado de forma instantánea en el afluente a tiempo de retención hidráulico teórico (TRHt) de 6 horas; 3,4 h en la cámara 1 y 2,6 para la cámara 2. El RADCA describió un flujo pistón en ambas cámaras y una eficiencia hidráulica cercana a la unidad (1) indicando una presencia casi nula de zonas muertas. La eficiencia de remoción de la DQO total ( $\text{DQO}_T$ ) del RADCA se mantuvo en el rango de 59,77% a 74,64% con un promedio de 68,26%. Para las cámaras 1 y 2 la eficiencia promedio fue 60,4 y 20,94% con una producción de biogás (L/h) de 2,768 y 0,541 respectivamente.

----- **Palabras clave:** reactor doble cámara, coeficiente de dispersión, eficiencia hidráulica, zonas muertas

---

\* Autor de correspondencia: teléfono: +58 + 414 + 672 38 61, fax: + 58 + 261 + 412 87 43, correo electrónico: ncrincon1@gmail.com (N. Rincón)

## Abstract

In the organic load removal in a wastewater treatment system, biochemical processes and hydrodynamic aspects take place as characteristics of the flow, mix regime, residence times and reactor geometry, otherwise, the conditions for non-ideal flow as by-passing, dead zones and internal recirculation affect their performance. This study deals with an evaluation of the hydraulic behavior of a double-chamber anaerobic reactor (DCAR) of 534.5L (chamber 1=305L and chamber 2=229.5L) as a technological innovation of the UASB reactors. The DCAR was fed with Maracaibo, Venezuela municipal wastewater; each chamber was inoculated with a granular, local brewery sludge (20% v/v). The hydraulic evaluation was performed at the liquid phase and in operation, using  $\text{Li}^+$  (LiCl) as a tracer applied in an instantaneous way at the affluent at the theoretical hydraulic retention time (TRHt) of 6 hours; 3.4 in the chamber number 1 and 2.6 in chamber number 2. The DCAR described as a plug flow in both chambers and a hydraulic efficiency close to the unit (1), indicating an almost null presence of dead zones. The CDO ( $\text{CDO}_T$ ) of DCAR removal efficiency was kept in the range of 59.77% to 74.46% with an average of 68.26%. For chambers 1 and 2 the average efficiency was 60.4 and 20.94 with a biogas production (L/h) of 2.768 and 0.541 respectively.

----- **Keywords:** double-chamber reactor, dispersion coefficient, hydraulic efficiency, dead zones

## Introducción

La disposición de las aguas residuales municipales en cuerpos receptores naturales se ha convertido en uno de los problemas ambientales más críticos y crecientes que afronta la humanidad, esto ha propiciado, que se aceleren las investigaciones respecto a distintas alternativas de tratamiento, es así como durante los últimos años se ha presentado una verdadera revolución en las investigaciones concerniente a los sistemas de tratamiento de aguas residuales. Una de las innovaciones más importantes de los últimos tiempos es la combinación de procesos de depuración biológica [1- 4] y/o separación de fases como ocurre en los procesos anaerobios [5-7]. Varios estudios han evaluado los reactores UASB comparando la eficiencia obtenida de forma simultánea en un reactor donde ocurren todas las fases del proceso anaerobio y separando las fases en dos reactores [8-10], por otro lado se han identificado las colonias microbianas de acuerdo a éstas fases [11] así como la eliminación de sólidos volátiles en suspensión [12].

EL reactor anaerobio de doble cámara (RADCA) es una innovación tecnológica de los reactores UASB que consiste en un reactor anaerobio de manto de lodo integrado por dos cámaras (1 y 2), de tal forma que el tratamiento de las aguas residuales municipales (ARM) ocurra en etapas. El RADCA presenta las mismas condiciones operacionales de los UASB y por tanto la tasa de conversión o remoción de la materia orgánica es regida por dos factores principales: el funcionamiento del proceso microbiológico y la hidráulica del reactor [13]. Con este tipo de tratamiento, la materia orgánica particulada contenida en el ARM consigue solubilizarse en su mayoría en la primera etapa para luego, convertir dicha materia orgánica en un producto gaseoso muy rico energéticamente ( $\text{CH}_4$ ) en la segunda etapa. De igual manera, en los reactores de dos etapas se puede lograr la separación de las poblaciones acidogénica y metanogénica, cuyas condiciones de operación óptima son bien diferentes [14].

Debido a que el RADCA es una innovación, no existen referencias que reporten su comportamiento hidráulico, sin embargo su diseño se fundamenta en la tecnología UASB por tanto las evaluaciones hidráulicas realizadas en estos sistemas son válidos en el contexto de los RADCA. Son muchos los estudios que han tratado de explicar el comportamiento del flujo en los UASB coincidiendo con una combinación de varios tipos de flujo (mezcla completa, pistón, disperso) con presencia de zonas muertas y flujo advectivo [13,15-20]. Sin embargo, se afirmó que las zonas muertas en los UASB están ausentes debido a la agitación producida por el biogás después de unos días de trabajo [21]. El patrón de flujo en UASB ha sido explicado a través de la eficiencia hidráulica ( $\beta$ ), la fracción de volumen de flujo pistón ( $I_p$ ), Volumen muerto ( $I_m$ ) [16, 22, 23] y acción de volumen mezclado ( $I_M$ ) [22] esto conduce a un conocimiento aproximado del comportamiento del flujo en el sistema.

La dispersión de las moléculas en un reactor determina su rendimiento. Como el UASB es un sistema multifase (gas-sólido-líquido), el comportamiento global de la dispersión es el resultado de las interacciones entre varios fenómenos físicos interdependientes, propiedades del flujo, segregación de partículas y de advección caótico. [13], por tanto las evaluaciones hidráulicas se han enfocado hacia el conocimiento de éste parámetro; el mayor avance en el comportamiento del flujo de los UASB ocurrió cuando se demostró que su hidráulica se explica a través de un modelo de dispersión axial simple usando el número de Peclet ( $Pe$ ) o número de dispersión ( $d$ ) [24, 25].

El objetivo del presente trabajo fue evaluar el patrón de flujo que ocurre en un RADCA a escala piloto usando  $Li^+$  en la forma de cloruro de litio (LiCl) a modo de trazador en una fase (fase líquida) y en operación tratando ARM en dos fases a un tiempo de retención hidráulico teórico (TRHt) de 6 horas; durante su operación se determinaron parámetros fisico-químico como: temperatura, pH, alcalinidad, demanda química de oxígeno (DQO) y producción de biogás.

## Materiales y métodos

### *Unidad experimental*

La investigación se realizó en un RADCA, a escala piloto, con un volumen total de 542,5 L y un volumen útil de 534,5 L, el reactor está dividido en dos cámaras; cámara 1 con un volumen de 305 L y cámara 2 con 229,5 L, construido en acrílico (figura 1); la base de las cámaras tienen forma de cono truncado, en la cual están distribuidas uniformemente 5 entradas para alimentar el sistema y garantizar un buen contacto entre el afluente y biomasa presente en el lodo, cada cámara cuenta con un separador gas-sólido-líquido (SGSL). El sistema fue ubicado en las instalaciones del Centro de Investigaciones del agua (CIA) de la Facultad de Ingeniería de La Universidad del Zulia (LUZ) y alimentado con ARM del colector C que recoge las aguas de la zona noroeste de la ciudad de Maracaibo-Venezuela. Para succionar el agua del colector se usó una bomba periférica autocebante de 1 HP dotada de un programador horario de 10 eventos alimentando un tanque de 1200 L cada 2,4 horas; de éste tanque se alimentaba el sistema con un caudal constante con la ayuda de una bomba peristáltica marca Cole Parmer modelo 7553-70 de 6-600 rpm con doble cabezal y para recolectar el biogás se usó un dispositivo de desplazamiento de agua como se muestra en la figura 1.

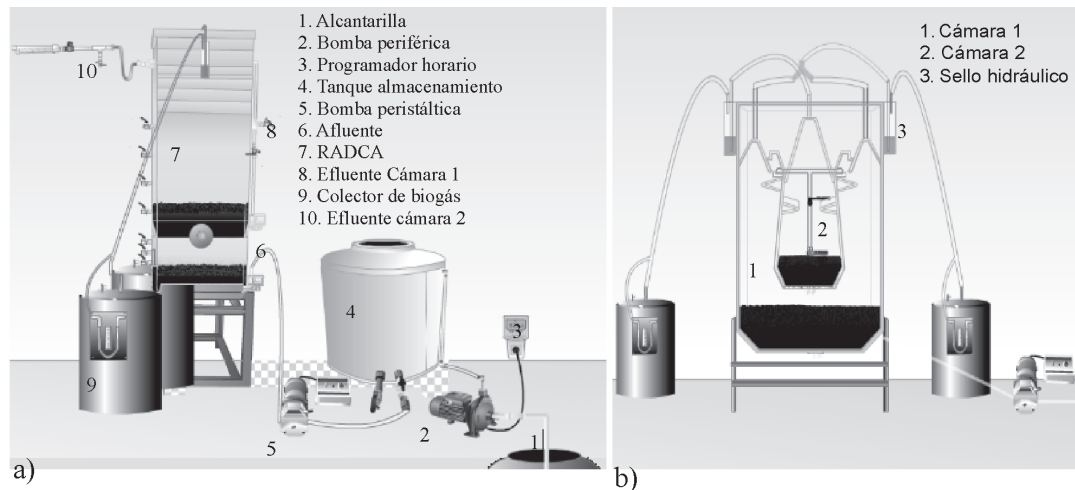
### *Arranque y operación del RADCA*

El RADCA fue inoculado con lodo anaerobio granular proveniente de una industria cervecera, agregando 61 L y 44 L (20% v/v) para la cámara 1 y 2 respectivamente. Para su lavado y selección de la biomasa, el lodo se sometió a una velocidad ascensional de 0,539 m/h y 0,567 m/h para la cámara 1 y 2 respectivamente durante 2 días, luego para su adaptación al nuevo sustrato (ARM), se dejó por carga 15 días, el volumen era sustituido cada 2 días al colocar flujo continuo por un tiempo suficiente hasta remplazar el volumen del reactor; ésta actividad se realizó hasta que se observó una producción de biogás

relativamente constante, luego fue alimentado con flujo continuo iniciando con un tiempo de retención hidráulico teórico (TRH) de 12 h.

La operación del RADCA se llevó a cabo a diferentes tiempos de retención: 12, 10, 8 y 6h,

la evaluación hidráulica se efectuó para el TRH<sub>t</sub> de 6 h para el cual se determinaron los siguientes parámetros: temperatura, pH, alcalinidad, DQO, producción de biogás, tal como lo establece el Standard Methods [26].



**Figura 1** Esquema de la unidad experimental a) vista lateral del RADCA con sus componentes, b) Vista frontal RADCA

### Evaluación hidráulica

Para evaluar el comportamiento hidráulico del RADCA se utilizó litio ( $\text{Li}^+$ ) en la forma de cloruro de litio ( $\text{LiCl}$ ) como trazador, por ser un elemento de poca interacción con el manto de lodo [17, 27], por no ser tóxico y no ser absorbido por los microorganismos [28], se inyectó un volumen de 250 ml con una concentración de  $5000 \text{ mgLi}^+/\text{L}$  ( $C_0 = 2,5 \text{ mg/L}$ ). Al igual que los UASB, el RADCA es un sistema multifase, para lograr un mejor entendimiento de su comportamiento hidráulico se realizaron ensayos con trazador en una fase (líquida) usando agua de grifo antes de su inoculación y en operación del reactor donde están presente el lodo, el líquido (ARM) y el biogás generado en el proceso, las pruebas fueron realizadas con agua blanca (fase líquida) a un TRH<sub>t</sub> de 6 horas en el reactor equivalente a 3,4 h y 2,6 h para las cámaras 1 y 2 respectivamente. Las mediciones de Litio se realizaron en un espectrofotómetro de absorción atómica (marca Perkin Elmer, modelo 3110, método de llama

gas aire-acetileno a  $670,80 \text{ nm}$ ) con un límite de detección mínimo de  $0,01 \text{ mg/L}$ . Las muestras fueron preservadas con ácido nítrico, mantenidas en refrigeración [26].

El número de dispersión ( $d$ ) fue calculado por los métodos de pequeña dispersión (PD), Gran Dispersión para recipiente abierto (GDra), Gran Dispersión para recipiente cerrado (GDrc) usando las ecuaciones (1-3) respectivamente propuestas por [29], modelo de tanque en serie (TS) propuesto por [30] y pequeña dispersión y recipiente cerrado-abierto (PDrc) propuesto por [31] de acuerdo a las ecuaciones 4 y 5 respectivamente. Para calcular el tiempo de retención hidráulico por los métodos tradicionales propuestos por Levenspiel, 1999 se usaron las ecuaciones 6 y 7 [29].

$$\sigma_{\theta}^2 = 2d \quad (1)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2d + 8d^2 \quad (2)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = \frac{\sigma^2}{\bar{t}^2} = 2d - 2d^2 \left[ 1 - e^{-\left(\frac{1}{\bar{t}}\right)} \right] \quad (3)$$

$$d = \frac{1}{2(N-1)} \quad (4)$$

$$\sigma_{\theta}^2 = 2d + 3d^2 \quad (5)$$

$$\sigma^2 = \frac{\sum t_i^2 c_i \Delta t_i}{\sum c_i \Delta t_i} - \bar{t}^2 \quad (6)$$

$$\bar{t}^2 = \left[ \frac{\sum t_i c_i \Delta t_i}{\sum c_i \Delta t_i} \right]^2 \quad (7)$$

Donde:  $\sigma_{\theta}^2$  = Varianza adimensional de la curva de distribución del trazador,  $\theta$  = tiempo de toma de muestra adimensional,  $e$  = base del logaritmo natural = 2,718 (adimensional),  $d$  = número o módulo de dispersión (adimensional),  $\bar{t}$  = TRH= tiempo de retención hidráulico (min),  $N$ = número de tanques en serie (adimensional),  $C_i$  = concentración del trazador en el efluente en el tiempo  $t_i$  (mg/L).

Para verificar el ajuste de los datos experimentales de concentración del trazador se usaron los modelos de Pequeña Dispersión (PD), Gran Dispersión para recipiente abierto (GDra) y tanque en serie (TS) propuestos por [29] y modelo de dispersión propuesto por [32] de acuerdo a las ecuaciones 8-11 respectivamente.

$$E_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi d}} e^{\left[ -\frac{(1-\theta)^2}{4d} \right]} \quad (8)$$

$$E_{\theta} = \frac{1}{2\sqrt{\pi d}} e^{\left[ -\frac{(1-\theta)^2}{4\theta d} \right]} \quad (9)$$

$$E_{\theta} = \frac{N(N\theta)^{N-1}}{(N-1)!} e^{-N\theta} \quad (10)$$

$$C(x, t) = \frac{M}{V} \frac{1}{\sqrt{4\pi \frac{D}{vx} \left(\frac{t}{\bar{t}}\right)^3}} e^{\left[ -\frac{\left(1 - \frac{t}{\bar{t}}\right)^2}{4 \frac{Dt}{vx\bar{t}}} \right]} \quad (11)$$

D= Coeficiente de dispersión (m<sup>2</sup>/min)

Donde:  $C(x, t)$  = concentración del trazador a una distancia  $x$  (m) y un tiempo  $t$  (mg/L).  $v$  = velocidad lineal (m/h),  $t$  = tiempo transcurrido desde la inyección de trazador hasta la toma de muestra,  $E(\theta)$  = función de distribución de la edad a la salida del trazador (adimensional),  $\sigma^2$  = varianza de la curva del trazador (min<sup>2</sup>),  $\sigma_{\theta}^2$  = varianza adimensional de la curva de distribución del trazador,  $M$ = masa de trazador inyectado (g), volumen del reactor,  $x$  = distancia en el reactor (m).

Para determinar el patrón hidráulico del RADCA: eficiencia hidráulica ( $\beta$ ), la fracción de volumen de flujo pistón ( $I_p$ ), volumen muerto ( $I_m$ ), se usaron las ecuaciones 12-14 [16, 22, 23] y para la fracción de volumen mezclado ( $I_M$ ) se usó la ecuación 15 [22].

$$\beta = \frac{\bar{t}}{t_o} \quad (12)$$

$$I_p = \frac{V_p}{V} = \frac{\theta_{max}}{\bar{\theta}} \quad (13)$$

$$I_m = \frac{V_m}{V} = 1 - \beta \quad (14)$$

$$I_M = \frac{V_M}{V} = 1 - \frac{V_p}{V} - \frac{V_m}{V} \quad (15)$$

Donde:  $V$ = volumen del reactor (L),  $V_p$  = volumen de flujo pistón (L),  $V_m$  = volumen muerto (L),  $\theta_{max}$  = tiempo adimensional para la máxima concentración,  $\bar{\theta}$  = tiempo de retención hidráulico adimensional.

## Presentación y análisis de resultados

### *Inoculación y arranque*

La utilización del lodo anaerobio que operaba con velocidad, carga orgánica y temperatura constante, garantizó un adecuado arranque y tamaño. [33, 34]. El 19,75; 47,20 y 24,25 % de los gránulos registraron un tamaño entre 0,4–1,0; 1,1–1,5 y 1,6–2,0 mm respectivamente, lo que generó altas velocidades de sedimentación y resistencia al lavado del lodo durante las elevadas cargas hidráulicas [35].

### *Evaluación y control del proceso*

El pH promedio registrado en las cámara 1 y 2 fue 6,75 y 6,77 respectivamente indicando que el reactor en términos generales operó en el rango óptimo de pH para los sistemas anaerobios [36, 37]. EL pH del efluente de ambas cámaras fue menor al del afluente; esta disminución se justifica por la presencia de CO<sub>2</sub> o AGV como producto de la digestión anaerobia [22], contrario a la alcalinidad que fue superior en el efluente debido a la generación de carbonatos (como bicarbonato) por la presencia de CO<sub>2</sub> [38, 39]. El valor promedio de la alcalinidad total en el afluente fue 283,5 mg/L y para la salida de la cámara 1 305,53 mg/L, en la salida de la cámara 2 la alcalinidad total fue de 313,12 mg/L. La temperatura promedio del ARM que alimentó el sistema fue de 31,50 °C, y se mantuvo relativamente constante, a la salida 31,27°C y 30,97 °C para la cámara 1 y 2 respectivamente, indicando que el RADCA operó a la temperatura óptima requeridas por las bacterias mesofílicas (25°C a 35°C) [40, 41]. La eficiencia de remoción de la DQO total (DQO<sub>T</sub>) del RADCA se mantuvo en el rango de 59,77 a 74,64% con un promedio de 68,26%. Para las cámaras 1 y 2 la eficiencia promedio fue 60,4 y 20,94% respectivamente, las eficiencias del RADCA son similares a las reportadas para reactores UASB de dos fases [12, 42]. Se observó que la cámara 1 presentó una mayor eficiencia en la remoción de DQO<sub>T</sub> con respecto a la cámara 2, debido a que el TRHt de la primera cámara (3,4 h) es mayor al de la segunda (2,6 h) lo que indicó que es suficiente para que ocurra la degradación de una mayor cantidad

del substrato presente. La generación de biogás para la cámara 1 y 2 fue de 2,768 L/h y 0,541 L/h respectivamente, que asociados a la DQO removida varió desde 0,17 a 0,27 m<sup>3</sup>biogás/KgDQO, con un promedio de 0,21 m<sup>3</sup>biogás/KgDQO para la cámara 1; la producción en la cámara 2 se mantuvo entre 0,13 a 0,65 m<sup>3</sup>biogás/KgDQO, registrando un promedio de 0,40 m<sup>3</sup>biogás/KgDQO removida. Los valores obtenidos en la cámara 1 son similares a los reportados para reactores UASB por [43, 44]; el mayor valor obtenido en la cámara 2 es atribuible a que en ella se reciben compuestos orgánicos hidrolizados y/o ácidos orgánicos de cadena corta generándose de tal manera que toda la materia orgánica fácilmente biodegradable terminará el ciclo con la producción de biogás como producto final.

### *Evaluación Hidráulica*

En la tabla 1 se presenta un resumen de los números de dispersión obtenidos por los diferentes métodos y el tiempo de retención a las dos condiciones de operación del reactor. De acuerdo al número de dispersión, las cámaras 1 y 2 presentaron un comportamiento de flujo pistón ( $d < 0,25$ ) [45] tanto para la fase líquida como en operación del reactor (líquido-sólido-gas), excepto para la cámara 1 en la fase líquida, lo que pudo deberse al efecto de apantallamiento generado por la base de la cámara 2 y el incremento en la velocidad ascensional por la reducción del área generada por la cámara 1. Similares resultados fueron obtenidos en reactores UASB [22, 25, 46]. Sin embargo es importante aclarar que el modelo de pequeña dispersión no aplica para este caso debido a que  $d > 0,01$ . De acuerdo al número de dispersión, se pudo observar que existe similitud entre el modelo GDrc y el propuesto por Pérez [45]. El tiempo de retención hidráulico obtenido con la ecuación 8 fue similar al obtenido con la ecuación 12, sin embargo el valor obtenido con la ecuación 12, es un parámetro del modelo que al tener un buen ajuste a los datos experimentales es más confiable que el obtenido por el otro método a través de la dispersión que puede generar diferencias si la curva de distribución del trazador es sesgada a la derecha.

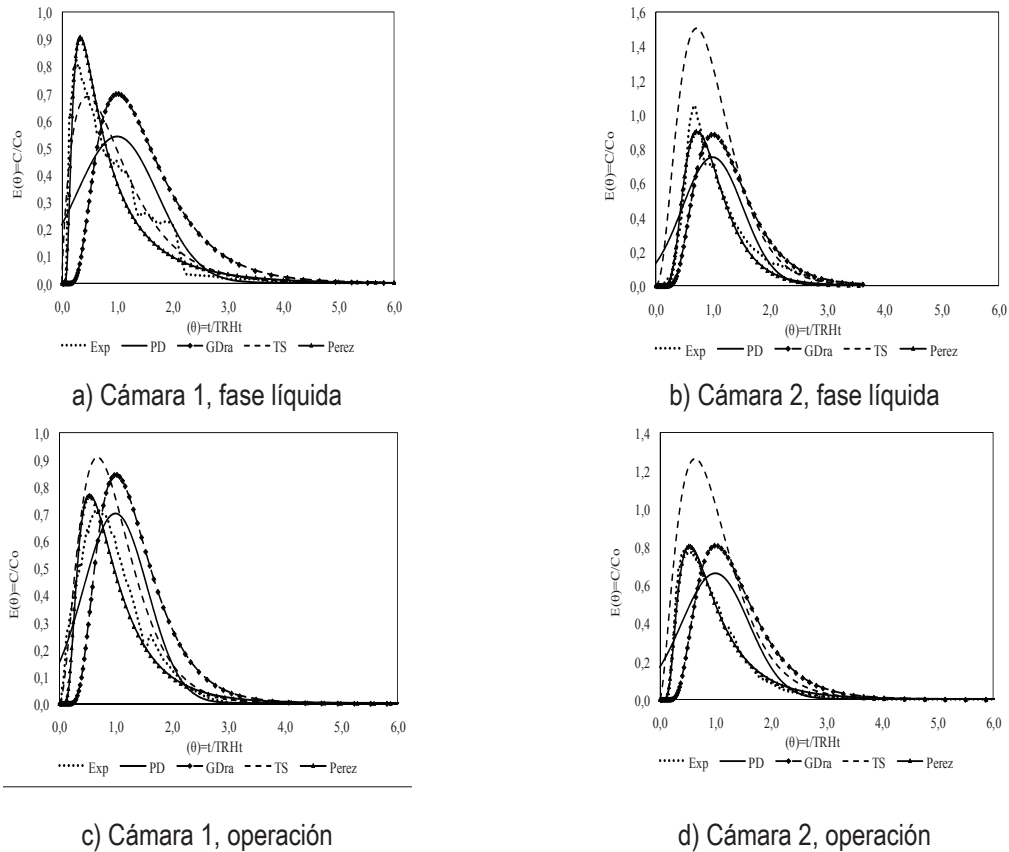
**Tabla 1** Números de dispersión obtenidos con los diferentes modelos

<b>Datos generales</b>				<b>Modelos tradicionales</b>					<b>Modelo Pérez, 2010</b>			
C	TRHt (min)	Q (ml/min)	V (L)	TRH (min)	$d$ PD	$d$ PDrc	$d$ GDrc	$d$ GDra	$d$ TS	V (L)	$d$	TRH (min)
Fase líquida												
C1	206,0	1490	305,0	193,4	0,270	0,206	0,452	0,163	0,587	268,3	0,449	180,1
C2	165,2	1480	259,5	184,4	0,140	0,122	0,173	0,102	0,196	250,3	0,109	169,1
Operación												
C1	204,7	1490	305,0	196,6	0,160	0,134	0,201	0,111	0,237	303,9	0,222	204,0
C2	163,5	1495	259,5	151,4	0,182	0,149	0,238	0,122	0,287	244,1	0,225	163,3

C1=cámara 1, C2=cámara 2, TRHt = Tiempo de retención hidráulico teórico, V= volumen del reactor,  $d$  = número de dispersión, TRH= Tiempo de retención hidráulico

En la figura 2 se presenta la comparación del ajuste de la distribución de los tiempos de residencia del trazador a los diferentes modelos de dispersión.

En ninguno de los casos se observaron picos que muestren presencia de flujo advectivo [32].



**Figura 2** Distribución y ajuste de de los datos experimentales de salida del trazador

Como se puede observar en la tabla 2, los datos experimentales presentaron un mejor ajuste al modelo propuesto por [45], obteniendo una correlación mínima de 0,9791 y una sumatoria de los errores al cuadrado (SSE) máximo de 0,775. El modelo de tanque en serie presentó altos coeficientes de correlación de forma similar

a otras investigaciones [19, 47, 48] pero ello solo indica que existe una asociación lineal entre los datos experimentales y los predichos por éste modelo, pero los valor mínimo de SSE fue de 0,9346 llegando a registrar un máximo de 11,814 que como se observa en la tabla 2 son superiores a los obtenidos por Pérez [45].

**Tabla 2** Bondades del ajuste de los datos experimentales a los modelos de dispersión

C	Coeficiente determinación ( $R^2$ )			Pérez, 2010			
	PD	GDra	TS	$R^2$	$R^2_{aj}$	SSE	RMSE
Fase líquida							
C1	0,4154	0,0234	0,8866	0,9890	0,9889	0,5430	0,1297
C2	0,7220	0,6378	0,8458	0,9965	0,9964	0,2227	0,0671
En operación							
C1	0,7893	0,3677	0,9704	0,9794	0,9791	0,7749	0,1496
C2	0,6260	0,2593	0,9438	0,9992	0,9992	0,0839	0,0439

C= cámara del RADCA, SSE= sumatoria de los errores al cuadrado;  $R^2$ = coeficiente de determinación;  $R^2_{aj}$ = coeficiente de determinación ajustado; RMSE = raíz del error cuadrado medio.

En la tabla 3 se presenta el patrón del flujo del RADCA, el valor máximo para la zona muerta fue del 12% del volumen del reactor registrado cuando en la cámara 1 en el ensayo con una sola fase (líquida), valores inferiores fueron obtenidos en UASB a escala real y laboratorio[15, 16, 18, 19, 22], mayores valores fueron encontrados a escala real [13, 17, 23], las zonas muertas están influenciadas por factores tales como geometría, distribución del flujo, ubicación del separador

gas-sólido-líquido (G-S-L), producción de biogás, cantidad de lodo, velocidad ascensional que difieren de un sistema a otro generando valores diferentes de espacios muertos. Espacios muertos negativos de 3,4% fueron encontrados en la cámara 2 con la fase líquida, similar resultado fue encontrado en un UASB [23], esto se debe a la presencia de flujo reversos que generan un efecto de duplicidad en el volumen del sistema [32].

**Tabla 3** Patrón de flujo en el RADCA

C	TRHt (min)	$\beta$	$I_p$	$I_m$	$I_M$	Qg (L/h)	%R
Fase líquida							
C1	206,08	0,880	0,596	0,120	0,283	NA	88,06
C2	165,20	1,034	0,647	-0,034	0,387	NA	89,99
En operación							
C1	204,70	0,990	0,393	0,010	0,597	2,768	84,37
C2	163,55	0,988	0,344	0,012	0,644	0,541	79,04

C= cámara del RADCA, TRHt= Tiempo de retención hidráulico teórico,  $\beta$ = eficiencia hidráulica,  $I_p$ = fracción de volumen pistón,  $I_m$ = fracción de volumen muerto,  $I_M$ = fracción de volumen mezclado, Qg= caudal d biogás, %R=porcentaje de recuperación del trazador, NA= No aplica



Al igual que varios estudios desarrollados en UASB [15, 18, 22], el RADCA en condiciones de operación presentó pequeños espacios muertos (cámara 1, 0% y cámara 2= 1,2%), indicando que su diseño facilitó un aprovechamiento adecuado de su volumen, lo que se corrobora con las altas eficiencias hidráulicas las cuales registraron un valor cercano a la unidad (1). Los porcentajes de recuperación del trazador fueron superiores al 79%, similares a los reportados en UASB a escala real [13].

### Conclusiones

El modelo que se ajustó mejor a los datos de distribución de salida del trazador fue el propuesto por Pérez, 2010 y de acuerdo al número de dispersión, el RADCA presentó una tendencia a flujo pistón y una eficiencia hidráulica cercana a la unidad indicando una presencia casi nula de zonas muertas (1%). La eficiencia de remoción de la DQO total ( $DQO_T$ ) en el RADCA se mantuvo en el rango de 59,77% a 74,640% con un promedio de 68,26%. Para las cámaras 1 y 2 la eficiencia promedio fue 60,4 y 20,94% con una producción de biogás (L/h) de 2,768 y 0,541 respectivamente.

### Agradecimientos

A la Universidad de La Guajira; al Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental (DISA) de La Universidad del Zulia (LUZ), Centro de Investigaciones del Agua (CIA) de LUZ.

### Referencias

1. J. Rodríguez, E. Foresti. *A Novel Aerobic-Anoxic Biological Filter For Nitrogen Removal From UASB Reactor Effluent Using Biogas Compounds As Electron Donors For Denitrification*. IX Taller Simposio Latinoamericano de Digestion Anaerobia Isla de Pascua, Chile. 19-23 de Octubre de 2008. pp. 213-222.
2. S. Oliveira, M. von Sperling. *Performance And Reliability of Post-Treatment Options For The Anaerobic Treatment of Domestic Wastewater*. IX Taller Simposio Latinoamericano de Digestion Anaerobia Isla de Pascua. Chile. 19-23 de Octubre de 2008. pp. 273-281.
3. C. Chernicharo, S. Nascimento. "Feasibility of a pilot-scale UASB/trickling filter system for domestic sewage treatment". *Water Science Technology*. Vol. 44. 2001. pp. 221-228.
4. A. Tawfik, A. Klapwijk, E. Gohary, G. Lettinga. "Potentials of using a rotating biological contactor (RBC) for post-treatment of anaerobically pre-treated domestic wastewater". *Biochemical engineering journal*. Vol. 25. 2005. pp. 89-98.
5. P. González, R. Chamy, P. Paola. "Tratamiento Anaerobio De Aguas Residuales Urbanas en Reactores de una y dos Fases a Baja Temperatura". *Revista AIDIS de Ingeniería y Ciencias Ambientales, desarrollo y practica*. Vol. 1. 2007. pp. 614-622.
6. X. Hai-Lou, W. Jing-Yuan, Z. Hua, T. Joo-Hwa. "Feasibility study on the operation of uasb reactor treating acidified food waste". *Journal of Environmental Science and Health. Part A—Toxic/Hazardous Substances & Environmental Engineering*. Vol. A37. 2002. pp. 1757-1764.
7. R. Borja, A. Martin, E. Sanchez, B. Rincón, F. Raposo. "Kinetic modelling of the hydrolysis, acidogenic and methanogenic steps in the anaerobic digestion of two-phase olive pomace (TPOP)". *Process Biochemistry*. Vol. 40. 2005. pp. 1841-1847.
8. J. López, J. Morgan, A. Noyola. *Arranque de reactores anaerobios industriales: Dos casos de estudio*. Instituto de Ingeniería, Universidad Nacional Autónoma de México. [on-line]. Disponible en <http://www.cepis.org.pe/bvsaidis/aresidua/mexicona/R-0059.pdf>. Fecha de consulta diciembre 20 de 2010.
9. V. Diamantis, A. Aivasidis. "Two-stage UASB design enables activated-sludge free treatment of easily biodegradable wastewater". *Bioprocess Biosyst Engineering*. Vol. 33. 2010. pp. 287-292.
10. D. Bhattacharyya, K. Singh. "Treatment of textile dyes in two-phase and single-phase anaerobic bio-treatment systems". *Water Science & Technology*. Vol. 57. 2008. pp. 863-868.
11. V. Diamantis, A. Aivasidis. "Comparison of single- and two-stage UASB reactors used for anaerobic treatment of synthetic fruit wastewater". *Enzyme and Microbial Technology*. Vol. 42. 2007. pp. 6-10.
12. J. Álvarez, E. Armstrong, M. Gomez, M. Soto. "Anaerobic treatment of low-strength municipal wastewater by a two-stage pilot plant under

- psychrophilic conditions”. *Bioresource Technology*. Vol.99. 2008. pp. 2-10.
13. M. Peña, D. Mara, G. Avella. “Dispersion and treatment performance analysis of an UASB reactor under different hydraulic loading rates”. *Water research*. Vol. 40. 2006. pp. 445-452.
  14. E. Saenz. *Separación de Etapas en el Tratamiento Anaerobio de Efluentes Con Reactores UASB*. Universidad País Vasco: Departamento Ingeniería Química y del Medio Ambiente. [on-line]. Disponible en [http://www.cibernetia.com/tesis\\_es/ciencias\\_tecnologicas/ingenieria](http://www.cibernetia.com/tesis_es/ciencias_tecnologicas/ingenieria). Fecha de consulta julio 20 de 2010.
  15. P. Heertjes, R. Van der Meer. “Dynamics of liquid in an up-flow reactor used for anaerobic treatment of wastewater”. *Biotechnol. Bioeng.* Vol. 20. 1978. pp. 1577-1594.
  16. W. Bolle, J. Van Breugel, G. van Eybergen, N. Kossen, W. Van Gils. “An integrated dynamic model for the UASB reactor”. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. 28. 1986. pp. 1621-1636.
  17. G. Avella. *Evaluación del comportamiento hidrodinámico de un reactor UASB y su influencia en la remoción de materia orgánica*. Tesis de postgrado para optar al título de magister en ingeniería sanitaria y ambiental. Universidad del Valle, Facultad de ingeniería. Cali, Colombia. 2001. pp. 136.
  18. M. Wu, R. Hickey. “Dynamic model for UASB reactor including reactor hydraulics, reaction and diffusion”. *Journal of Environmental Engineering*. Vol. 123. 1997. pp. 244-252.
  19. C. Lara, J. Díaz, A. Bona. “Evaluación hidráulica de un reactor UASB de compartimientos”. Seminario Internacional: Tratamiento y Postratamiento de Aguas Residuales. Universidad de Boyacá. 2000. pp. 255-273.
  20. K. De Carvalho, M. Salgado, F. Passig, E. Pires. *Avaliação hidrodinâmica de reator uasb submetido à variação cíclica de vazão*. IX taller y simposio latinoamericano de digestión anaerobia. Chile. 1-23 de octubre de 2008. pp. 761-765.
  21. R. Van der Meer. “Mathematical description of anaerobic treatment of Wastewater in Upflow Reactors”. *Biotechnology and Bioengineering*. Vol. 25. 1983. pp. 2531-2556.
  22. T. Ren, Y. Mua, H. Yu, H. Harada, Y. Li. “Dispersion analysis of an acidogenic UASB reactor.” *Chemical Engineering Journal*. Vol. 42. 2008. pp.182 - 189
  23. J. Morgan, B. Jimenez, A. Noyola. “Tracer studies in laboratory and pilot scale UASB reactor.” *Environmental Technology*. Vol. 18. 1997. pp. 817-825.
  24. A. Singhal, G. James, V. Praveen, K. Ramachandran. “Axial dispersion model for upflow anaerobic sludge blanket reactors”. *Biotechnology Progress*. Vol. 14. 1998. pp. 645-648.
  25. Y. Zeng, S. Mu, S. Lou, B. Tartakovsky, S. Guiot, P. Wu. “Hydraulic modeling and axial dispersion analysis of UASB reactor”. *Biochemical Engineering Journal*. Vol. 25. 2005. pp.113-123.
  26. APHA, AWWA, WEF. *Standard Methods for the examination of water*. 20<sup>a</sup>. ed. Ed. American Public Health Association/American Water Works Association/Water Environment Federation. Washington D.C. 1998. pp. 1-1325.
  27. J. Pérez, N. Rincón, N. Bracho. “Evaluación de la Adsorción de Rodamina WT, Litio y cloruro en reactores por carga inoculados con lodo anaerobio”. *Rev. Fac. Ing. Univ. Antioquia*. No 58. 2011. pp. 74-84.
  28. M. González, J. Saldarriaga “Remoción biológica de materia orgánica, nitrógeno y fósforo en un sistema tipo anaerobio, anóxico, aerobio”. *Rev. Escuela Ingeniería Antioquia*. No 10. 2008. pp. 45-53.
  29. O. Levenspiel. *Chemical reaction engineering*. 2<sup>da</sup> ed. Ed. John Wiley and Sons. New York (USA). 1999. pp. 668.
  30. K. Elgeti. “A new equation for correlating a pipe flow a reactor with a cascade of mixed reactors”. *Chemical engineering Science*. Vol. 51. 1996. pp. 5077-5080.
  31. S. Kim, C. Kim. “Axial dispersion characteristics of three phase fluidized beds”. *Journal of chemical engineering of Japan*. Vol. 16. 1983. pp. 172-177.
  32. G. Aldana. *Hydraulic behaviour and performance improvement of waste stabilization ponds using a computational fluid dynamic and physical model*. Tesis doctoral. Para optar al título de Ph.D Dissertation University of Surrey. England. 2004. pp. 290.
  33. D. Jeison, R. Chamy. “Novel technique for measuring the size distribution of granules from anaerobic reactors for wastewater treatment”. *Biotechnol. Technol.* Vol. 12. 1998. pp. 659-662.
  34. X. Hai-Lou, T. Joo-Hwa. “Preserved granular sludge for inoculation of new UASB reactors”. *Journal of Environmental science and health, part A: toxic/hazardous substances and environmental Engineering*. Vol. 36. 2001. pp. 1747-1756.

35. M. Bhunia, M. Ghangrekar. "Required minimum granule size in UASB reactor and characteristics variation with size". *Bioresource Technology*. Vol. 98. 2007. pp. 994-999.
36. J. Romero. *Tratamiento de aguas residuales teoría y principio de diseño*. 4 ed. Ed. Escuela Colombiana de Ingeniería. Bogotá (Colombia). 2001. pp. 1248.
37. A. Haandel, G. Lettinga. "Tratamento Anaeróbico de Esgotos: Um Manual para Regiões de Clima Quente". Ed. Campina Grande. (Brasil). 1994. pp. 225.
38. J. Campos. *Tratamento de esgotos sanitários por processo anaeróbico e disposição controlada no solo*. Rio de Janeiro: Programa de Pesquisa em Saneamento Basico (PROSAB). 1999. pp. 464.
39. L. Masterton, E. Slowinski. *Química general superior*. 6ª ed. Ed. McGraw-Hill. Madrid (España). 1990. pp. 702.
40. V. Penaud, J. Delgenes, M. Torrijos, R. Moletta, B. Vanhoutte, P. Cans. "Definition of optimal conditions for the hidrolisis and acidogenesis of a pharmaceutical microbial biomass". *Process Biochemistry*. Vol. 32. 1997. pp. 515-521.
41. I. Maharaj, P. Elefsiniotis. "The role of HRT and low temperature on the acidphase anaerobic digestion of municipal and industrial wastewaters". *Bioresource Technology*. Vol. 76. 2001. pp. 191-197.
42. Z. Sawajneh, A. Al-Omari, M. Halalsheh. "Anaerobic treatment of strong sewage by a two stage system of AF and UASB reactors". *Water Science & Technology*. Vol. 61. 2010. pp. 2399-2405.
43. J. Malina, F. Pohland. *Design of anaerobic for the treatment of industrial and municipal wastes*. Ed. Technomic Publishing Compañy. USA. 1992. pp. 213.
44. M. Ghangrekar, S. Asolekarb, S. Joshic. "Characteristics of sludge developed under different loading conditions during UASB reactor start-up and granulation". *Water Research*. Vol. 39. 2005. pp. 1123-1133.
45. J. Pérez. *Modelo de dispersión axial de un reactor anaerobio de flujo ascendente (RAFA) utilizando aguas residuales municipales*. Tesis doctoral, Facultad de ingeniería, Universidad del Zulia. Venezuela. 2010. pp. 197.
46. S. Lou, B. Tartakovsk, Y. Zeng, P. Wu, S. Guiot. "Fluorescence-based monitoring of tracer and substrate distribution in an UASB reactor". *Chemosphere*. Vol. 65. 2006. pp. 1212-1220.
47. K. De Carvalho. *Reposta dinâmica de reator UASB em escala piloto submetido a cargas orgânicas e hidráulicas cíclicas: modelos matemáticos e resultados experimentais*. Tesis de doctorado. Escuela ingeniería de São Carlo. Brasil. 2006. pp. 191.
48. M. Gómez. *Measurement and correlation of axial dispersion coefficient in a bubble column with a non-newtonian liquid phase*. Tesis doctor of philosophy in chemical engineering. University of Puerto Rico - Mayagüez campus. 2006. pp. 272.