

EVALUACIÓN DE UN REACTOR METANOGÉNICO TIPO FILTRO ANAERÓBICO DE FLUJO ASCENDENTE PARA TRATAR AGUAS MIELES DEL CAFÉ¹

Diego Antonio Zambrano Franco*; Nelson Rodríguez Valencia*;
Paula Andrea Orozco Restrepo**; Uriel López Posada***

ZAMBRANO F., D. A.; RODRÍGUEZ V., N.; OROZCO R., P. A.; LÓPEZ P., U. Evaluación de un reactor metanogénico tipo filtro anaeróbico de flujo ascendente para tratar aguas mieles del café. *Revista Cenicafé* 66(1): 32-45. 2015

Se evaluó el desempeño de un reactor metanogénico, tipo filtro anaeróbico de flujo ascendente (UAF), fabricado en polietileno negro, con tercios de botellas plásticas no retornables, como medio de soporte de bacterias metanogénicas. Como inóculo se utilizó estiércol de ganado vacuno. Este reactor hacía parte de un Sistema Modular de Tratamiento Anaerobio-SMTA, ubicado en Cenicafé, para el tratamiento de las aguas residuales generadas durante el lavado del café. Las etapas de aclimatación y arranque del reactor metanogénico duraron 256 días, tiempo durante el cual se aplicaron cargas orgánicas de DQO entre 0,30-8,75 kg.m⁻³.d⁻¹. Se determinó la temperatura al interior del reactor, por medio de una sonda metálica, con lecturas diarias a las 9:00, 13:00 y 17:00 h, y análisis fisicoquímicos a los afluentes y efluentes del reactor, utilizando los métodos normalizados por la APHA. El volumen de biogás se determinó por medio de un medidor húmedo de gas y el porcentaje de metano en el biogás por absorción del CO₂ con solución de NaOH. El reactor empacado presentó una porosidad del 98,70% y el área específica de contacto del medio de soporte fue de 51,67 m²m⁻³. El promedio de la temperatura en el interior del reactor fue de 26°C, a lo largo del día, con valores de 31°C en la tarde. Las eficiencias de remoción para el estado estable del reactor metanogénico fueron 80,0%, 83,4%, 46,0% y 74,3%, para las variables DQO, DBO₅, ST y SST, respectivamente. El costo total del SMTA se redujo un 40% de lo establecido en sus modelos iniciales, alcanzando costos de COP \$2.625.000 (USD 1035), para una finca con 2% de día pico y una producción de 1.500 arrobas de café pergamino seco.

Palabras clave: Aguas residuales, tratamientos anaerobios, sistemas biológicos, contaminación hídrica.

EVALUATION OF A UPFLOW ANAEROBIC FILTER (UAF) FOR THE WATER WASTE COFFEE TREATMENT

This research was conducted in order to evaluate the performance of a methanogenic reactor of 2 m³, type upflow anaerobic filter (UAF), made of black polyethylene, using inside thirds of non-returnable PET plastic bottles as a means methanogenic bacteria support. As inoculum of methanogenic bacteria, cattle manure was used at a rate of 119 g SSV L⁻¹. This reactor was part of a Modular System Anaerobic Treatment SMTA, located in the National Coffee Research Center "Cenicafé" to treat wastewater generated during washing of coffee. The stages of acclimatization and methanogenic reactor startup lasted 256 days and during this time organic loads ranging between 0,3 and 8,75 kg DQO m⁻³ d⁻¹ were applied. The temperature monitoring was carried into the reactor by means of a metal probe daily with 3 readings: at 9:00, 13:00 and 17:00 hours and physicochemical analysis to the reactor influent and effluent using standar methods by APHA. The volume of biogas obtained during the treatment process was determined by a wet gas meter and the percentage of methane in the biogas by CO₂ absorption with NaOH. It was found that the reactor packed with non-returnable plastic bottles had a porosity of 98,7% and the specific contact area of the support means was 51,67 m² m⁻³ reactor. The average temperature inside the reactor throughout the day was 26°C, reaching values of 31°C in the afternoon. The average removal efficiencies for methanogenic reactor in steady state were 80,0%, 83,4%, 46,0% and 74,3%; for COD, BOD₅, ST and SST variables respectively. The total cost of SMTA it decreases in 40% as provides in their initial models, reaching COP \$ 2.625.000 costs (USD 1035) for a farm with 2% peak day and a production of 1,500 pounds of dry parchment coffee.

Keywords: Wastewater, Anaerobic treatment, Honey Coffee, Biological systems, Upflow anaerobic filters, Water pollution.

¹ Fragmento de la Tesis "Arranque y puesta en marcha de un reactor metanogénico tipo UAF para el tratamiento de las aguas residuales del lavado del café, presentada por la coautora como requisito para optar al título de Ingeniera Química. Universidad Nacional de Colombia. Facultad de Ingeniería y Arquitectura, 2003. 90 p.

* Investigador Científico II e Investigador Científico III, respectivamente. Disciplina de Gestión de Recursos Naturales y Conservación, Centro Nacional de Investigaciones de Café, Cenicafé. Manizales, Caldas, Colombia.

** Ingeniero Químico, Universidad Nacional de Colombia sede Manizales.

*** Auxiliar I de Investigación. Gestión de Bienes y Servicios, Centro Nacional de Investigaciones de Café, Cenicafé. Manizales, Caldas, Colombia.

La producción de grandes volúmenes de aguas residuales en el proceso de beneficio húmedo del café, presenta un alto riesgo de impacto ambiental negativo, debido a que éstas transportan una alta carga contaminante en términos de sólidos y Demanda Química de Oxígeno-DQO, así como una alta acidez, reflejada en los bajos valores del pH, cuyo vertimiento en las corrientes de agua puede ocasionar serios desequilibrios del ecosistema receptor y, la consiguiente, disminución de su productividad (2). Es así, como la industria cafetera, de gran importancia y significado en la vida socioeconómica del país, se convierte en una de las más contaminantes, responsable del 55% de la huella hídrica gris agrícola en Colombia (3). Desde 1984, en Cenicafé se han efectuado investigaciones relacionadas con el tratamiento anaerobio de las aguas residuales del beneficio, tendientes a encontrar la solución más económica para descontaminarlas (12).

En el laboratorio, luego de estudiar varias tecnologías, se propusieron los primeros prototipos de plantas de tratamiento de aguas residuales en fincas cafeteras, las cuales después de ser evaluadas y ajustadas, arrojaron como resultado el desarrollo del Sistema Modular de Tratamiento Anaerobio (SMTA), constituido por una fase hidrolítica-acidogénica y una fase metanogénica, sistema que ha tenido amplia aceptación en las zonas cafeteras de los departamentos de Tolima, Cundinamarca, Magdalena, Quindío, Cauca, Caldas y Huila, entre otros. En el montaje del reactor metanogénico se han evaluado satisfactoriamente diferentes medios de soporte de microorganismos, como la borra de café, la guadua, botellas no retornables y llantas usadas, y diferentes materiales del reactor, tales como el asbesto cemento, la fibra de vidrio y el polietileno. La tecnología SMTA ganó en el 2008 el premio de la tercera

convocatoria Aurelio Llano Posada, en su categoría Investigación y Desarrollo (11).

El presente trabajo se desarrolló con el objetivo de evaluar la factibilidad y desempeño de un reactor metanogénico tipo UAF fabricado en polietileno, utilizando Botellas Plásticas No Retornables (BPNR) como material de soporte de la biomasa, buscando plantear una estrategia más económica para el montaje de los reactores metanogénicos, que forman parte de los SMTA, que utilizan trozos de guadua, y obtener eficiencias de remoción acordes con lo exigido por la legislación colombiana.

MATERIALES Y MÉTODOS

Se construyó un reactor metanogénico utilizando un tanque fabricado en polietileno negro, de 2.000 L de capacidad, con una altura de 173 cm, diámetro superior de 147,5 cm y diámetro inferior de 115 cm. Se prepararon 350 L de inóculo metanogénico (con una concentración, por reactor, de Sólidos Suspendedos Volátiles de $3,5 \text{ kg}\cdot\text{m}^{-3}$), mezclando estiércol de ganado vacuno y agua corriente en proporción 1:1 (V/V). La mezcla se almacenó en canecas plásticas y se dejó reposar durante tres semanas (Figura 1).

Posteriormente, se filtró la mezcla utilizando un cedazo de malla mosquitera, dejando pasar sólo la fase líquida, la cual constituyó el inóculo. Como sustrato se utilizó agua residual del lavado de café (ARL) obtenida mediante la utilización de tanque tina, el cual permite un consumo promedio de agua de $4,13 \text{ L}\cdot\text{kg}^{-1}$ de café pergamino seco (cps), con una concentración de DQO de 27.400 ppm, pH de 3,85 y una relación DQO/ST de 1,2 (10). No se utilizó agua residual de despulpado, dado que las nuevas tecnologías de beneficio ecológico involucran el despulpado y transporte de la pulpa sin agua (1).



Figura 1. Preparación de inóculo metanogénico con estiércol vacuno.

El reactor se empacó completamente con botellas plásticas no retornables de 2,0 y 2,5 L de capacidad, partidas en tercios; el tercio inferior tuvo la forma de un cilindro con tapa en uno de sus extremos, el tercio medio tuvo la forma de un cilindro sin tapas y el tercio superior tuvo la forma de un cono.

Los microorganismos se aclimataron a la nueva fuente de alimento, constituida por las aguas mieles. La etapa de aclimatación se llevó a cabo durante los primeros 58 días, durante la cual se fijó un tiempo de retención hidráulico de 2,6 días. Al iniciar, la carga orgánica aplicada, en términos de DQO, se estableció en $0,3 \text{ kg.m}^3.\text{día}^{-1}$

La etapa de arranque y estabilización se llevó a cabo mediante un aumento gradual de carga, sin neutralizar las aguas residuales. Tuvo una duración de 204 días, comprendida entre los días 59 y 256, el tiempo de retención hidráulico se mantuvo en 2,6 días. El monitoreo del reactor metanogénico se

inició una vez efectuado el arranque, hasta condiciones de estado estable. Se registraron las características fisicoquímicas de los afluentes y efluentes, tales como el pH, DQO, DBO₅, SST y ST, temperatura y producción de cantidad y calidad del biogás producido.

Para la medición de la temperatura en el interior del reactor, se instalaron dos tubos de PVC, uno en el centro y otro junto a la pared, para permitir el paso de una sonda (Figura 2).

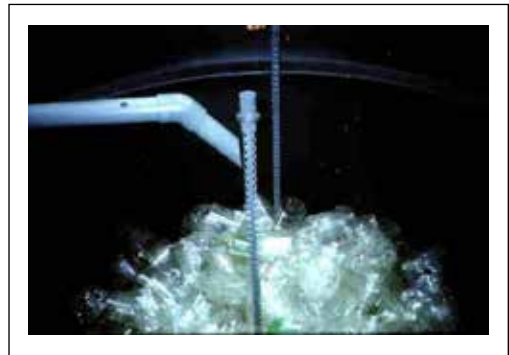


Figura 2. Tubos para sondeo de temperatura interna de los tanques y tercio de botellas para soporte de biopellicula.

El monitoreo de las características físico químicas de los afluentes y efluentes (Tabla 1) se realizó con base en los métodos de la APHA (5).

Para la determinación de la porosidad del reactor empacado con los tercios de las botellas no retornables (P_o), se calculó el volumen del agua en el reactor sin empacar (V_r) y el volumen del agua en el reactor empacado (V_o), como se presenta en la Ecuación <1>.

$$P_o = \frac{V_o}{V_c} * 100 \quad <1>$$

Tabla 1. Variables físico-químicas monitoreadas en la evaluación del reactor.

Variables	Punto de muestreo	Método analítico	Frecuencia	Unidades de medida
Demanda Química de Oxígeno	Afluente Efluente	Digestión- semimicroespectrofotométrico	Quincenal	mg.L ⁻¹
Demanda Bioquímica de Oxígeno	Afluente Efluente	Método Winkler	Mensual	mg.L ⁻¹
Sólidos totales	Afluente Efluente	Método gravimétrico	Quincenal	mg.L ⁻¹
Sólidos suspendidos totales	Afluente Efluente	Método gravimétrico	Quincenal	mg.L ⁻¹
Nitrógeno total y amoniacal	Afluente Efluente	Método Kjeldahl	Quincenal	mg.L ⁻¹
Acidez	Afluente	Titulación NaOH a pH 7,5	Diario	mg de NaOH por g de DQO
Alcalinidad	Efluente	Método de Jenkis	Diario	mg.L ⁻¹ CaCO ₃
pH	Afluente Efluente	Potenciómetro	Diario	
Caudal	Afluente Efluente	Volumétrico	Diario	mL.min ⁻¹

Para determinar el área específica de contacto del medio de soporte se contabilizó el número de trozos necesarios para llenar el

reactor, tomando el promedio de las medidas para los trozos de la botella. En su cálculo se aplicó la Ecuación <2>:

$$Aes = [(4\pi rc * Lc * Nc) + (4\pi rcp * Lcp + 2\pi rcp^2 - 2\pi rin^2) * Ncp + (2\pi rco * (rco^2 + Lco^2)^{1/2} * Nco)] / Vc \quad <2>$$

Donde:

Aes = Área específica de contacto en m².m⁻³

rc = Radio promedio de los trozos con forma de cilindro sin tapas

Lc = Longitud promedio de los trozos con forma de cilindro sin tapas

Nc = Número de trozos con forma de cilindro sin tapas

rcp = Radio promedio de los trozos con forma de cilindro con tapa

Lcp = Longitud promedio de los trozos con forma de cilindro con tapa

rin = Radio de la abertura en el fondo del cilindro con tapa

Ncp = Número de trozos con forma de cilindro con tapa

rco = Radio promedio de los trozos con forma de cono

Lco = Longitud promedio de los trozos con forma de cono

Nco = Número de trozos con forma de cono

Vc = Volumen del reactor

La temperatura se determinó por medio de una sonda metálica con sensor de platino, a través de tubos de pvc instalados uno al centro y otro en la pared del reactor, en la parte superior, media e inferior del reactor, ubicados a 1,0; 70,0 y 130,0 cm con respecto al fondo, en horas de la mañana (9:00), al medio día (13:00) y tarde (17:00 pm). Para medir la cantidad de biogás producido se utilizó un medidor húmedo de gas GCA/Precision Scientific. La calidad del biogás (% de CH₄) se determinó por el método

reportado por Field, 1987, modificado por Zambrano (9).

Una vez el reactor alcanzó condiciones de estado estable (pH de salida superior a 6 unidades y relaciones de alcalinidad menores a 0,4) a 23°C y 677 mb de presión, se determinó la velocidad crítica y de arrastre de la biomasa, por medio de ensayos en el laboratorio. Se utilizó un tubo de vidrio de 22,5 cm de largo y 4,3 cm de diámetro, dispuesto en forma vertical, dentro del cual se introdujo un trozo de botella, colonizada por la biomasa, de 2,5 cm de ancho por 4,5 cm de largo (Figura 3).



Figura 3. Dispositivo para la determinación de velocidad crítica y de arrastre.

El tubo de vidrio se adaptó en uno de sus extremos, por medio de una manguera, a una bomba peristáltica encargada de hacer fluir el agua a través de él. En el otro extremo del tubo se adaptó una manguera y se determinó el caudal por medio de un cronómetro y una probeta. El caudal de agua residual se aumentó progresivamente hasta encontrar la velocidad necesaria para iniciar el movimiento de la biopelícula

superficial, el desprendimiento de ésta y el desprendimiento de la biomasa adherida a la pared del trozo de botella. Se realizaron 16 ensayos con trozos de botellas extraídos de la parte superior del reactor instalado en el campo.

Se realizó un análisis estadístico descriptivo, en el cual se calcularon los valores medio, máximo, mínimo, desviación estándar y coeficiente de variación de las siguientes variables: Demanda Química de Oxígeno (DQO), Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), Sólidos Suspendidos Totales (SST), Sólidos Totales (ST), Nitrógeno Total (N_T), Nitrógeno Amoniacal ($N-NH_3$), pH y Alcalinidad.

RESULTADOS Y DISCUSIÓN

En la Tabla 2, se presenta el análisis estadístico descriptivo para las condiciones de estado estable, para las características físico-químicas de la corriente de salida del reactor.

Evaluación del reactor metanogénico tipo UAF

Etapa de aclimatación. Durante esta etapa se realizó un seguimiento del pH, la alcalinidad y la relación de alcalinidad. Los episodios de acidificación (pH menor a 5,75) se presentaron en los días 17, 20, 27, 45, 46, 47, 48 y 55 después de la inoculación del reactor metanogénico. La alcalinidad evaluada a pH 5,75, en términos de $CaCO_3$ se mantuvo en un valor promedio de 308 $mg.L^{-1}$. Para la aclimatación, la relación de alcalinidad alcanzó valores superiores a 0,9, lo cual indica una sobrecarga de ácidos grasos volátiles, influenciada por la baja tasa de crecimiento de los microorganismos metanogénicos, los cuales se estaban adaptando al sustrato a tratar. La relación de alcalinidad es la relación entre la diferencia de volúmenes de ácido

Tabla 2. Valores estadísticos para características físico-químicas del líquido efluente del reactor UAF en estado estable.

Variables	DQO (ppm)	ST (ppm)	SST (ppm)	N _T (ppm)	N-NH ₃ (ppm)	DBO ₅ (ppm)	Alcalinidad (mg.L ⁻¹ de CaCO ₃)		pH Unidades
							A pH 5,75	A pH 4,3	
Promedio	3.662,0	3.941,0	317,0	139,0	105,0	1.933,0	1.449,0	2.658,0	6,8
Desviación estándar	1.166,0	761,3	58,6	43,3	23,4	682,5	684,0	783,6	0,3
Coefficiente de variación	31,8	19,3	18,5	31,1	22,3	35,3	47,2	29,5	4,8
Máximo	5.160,0	5.038,0	380,0	186,0	134,0	2.550,0	2.255,0	3.698,0	7,2
Mínimo	2.280,0	2.995,0	225,0	84,0	78,0	1.200,0	275,0	1.076,0	6,2
Número de datos	5	5	5	5	5	3	57	57	57

DQO: Demanda Química de Oxígeno; **ST:** Sólidos Totales; **SST:** Sólidos Suspendidos Totales; **N_T:** Nitrógeno total Kjeldahl; **N-NH₃:** Nitrógeno amoniacal; **DBO₅:** Demanda Bioquímica de Oxígeno.

gastados en la titulación de la muestra a pH 5,75 y 4,3 y el volumen de ácido gastado en la titulación de la muestra a pH 4,3. La diferencia entre estos dos volúmenes es el volumen consumido por los Ácidos Grasos Volátiles (AGV) presentes. Si no existieran ácidos grasos volátiles en solución, el valor de la variable sería 0,20. La presencia de AGV hace que para alcanzar el pH de 4,3 sea necesario añadir más volumen de ácido, con el fin de transformar las sales orgánicas en sus ácidos correspondientes, lo que implica aumento en la relación (5).

Etapas de arranque y estabilización. Durante el arranque, la carga orgánica del afluente, en términos de DQO, se incrementó desde 0,30 hasta 5,13 kg.m⁻³.día⁻¹ (Figura 4). El reactor UAF presentó una baja remoción de DQO debido al aumento paulatino de carga, pero mantuvo el pH en valores superiores a seis unidades, lo cual le permitió neutralizar los ácidos generados en la etapa de hidrólisis, evitando un impacto negativo sobre el crecimiento de las bacterias metanogénicas. A pesar de que en el día 129 el reactor alcanzó una remoción del 79,0% en términos

de la DQO (Figura 5), con pH en valores superiores a 6 unidades, ante el aumento de carga hasta 7,6 kg.m⁻³.día⁻¹, el reactor bajó su eficiencia, por lo que se hizo necesario reducir la concentración del líquido afluente hasta que los valores de remoción fueran superiores al 80%, con el fin de cumplir con la normativa ambiental vigente. Esto implicó disminuir la carga orgánica hasta 2,65 kg.m⁻³.día⁻¹, momento en el cual la eficiencia de remoción alcanzó el 84,3%, permitiendo reiniciar el aumento de carga.

Durante el período de arranque se observó una acidificación entre los días 174 y 189 (Figura 6), donde el líquido efluente presentó valores de pH de 5,45, un descenso significativo de la alcalinidad y relaciones de alcalinidad mayores a 0,9. Dado que los reactores metanogénicos de los SMTA operan sin neutralizar, para permitir su recuperación e impedir que el pH siguiera disminuyendo y afectara a las bacterias metanogénicas, se suspendió el paso de flujo durante un día. Esta acidificación se debió posiblemente al incremento de la acidez del sustrato que alcanzó valores de consumo de titulante

(a pH 7,5), en términos de NaOH, de 152 mg.g⁻¹ de DQO, siendo el valor promedio entre 110 y 120 mg.g⁻¹ de DQO (9). El cambio brusco en la acidez del sustrato puede asociarse a la práctica común de recolección del café cereza, en la cual no todos los granos recolectados son maduros, existe una variedad en la proporción de los granos cosechados clasificados por su grado de madurez, los cuales para el caso de este estudio, mostraron en promedio los siguiente valores: sobremaduro 19,6%, maduro 40,9%, pintón 19,3%, verde 2,4% y seco 17,8%

Esta variabilidad de los granos recolectados conlleva a cambios en la composición química del agua residual. Superada la etapa de acidificación, se observó una recuperación del pH, con valores tendientes a 7,0 (Figura 6). Igualmente, se registró un incremento de la alcalinidad y un rápido descenso de la relación de alcalinidad, indicando una estabilidad del sistema (Figura 7). La relación de

alcalinidad alcanzó en el último período valores alrededor de 0,4, e incluso mucho menores, lo cual coincide con el criterio de estabilidad propuesto por Field (4).

La carga máxima de DQO (8,75 kg.m⁻³.día⁻¹) se alcanzó a los 226 días después de realizada la inoculación (Figura 4) y la eficiencia de remoción de la DQO fue del 77% (Figura 5). La eficiencia de remoción para la DBO₅ durante la etapa de estabilización (días 198 al 256) fue superior al 80% (Figura 5), con lo cual se logró cumplir con lo exigido en el Decreto ley 1594 de 1984 (7).

A partir del día 198 el líquido efluente del reactor metanogénico presentó un pH tendiente a la neutralidad, con remociones de carga orgánica superiores al 76%, en términos de la DQO, lo que implica que los reactores metanogénicos de los Sistemas Modulares de Tratamiento Anaerobio (SMTA), cuando se encuentran en estado estable pueden operar sin neutralización del sustrato, tal como lo reporta Zambrano (9).

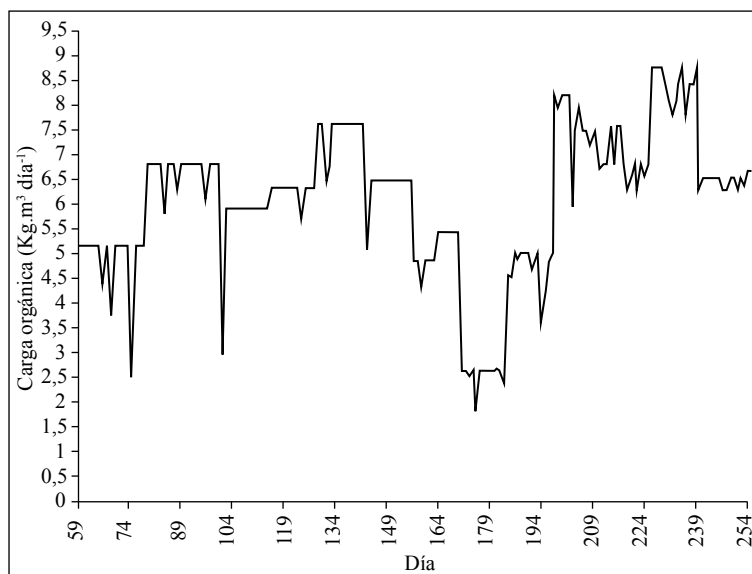


Figura 4. Carga orgánica aplicada.

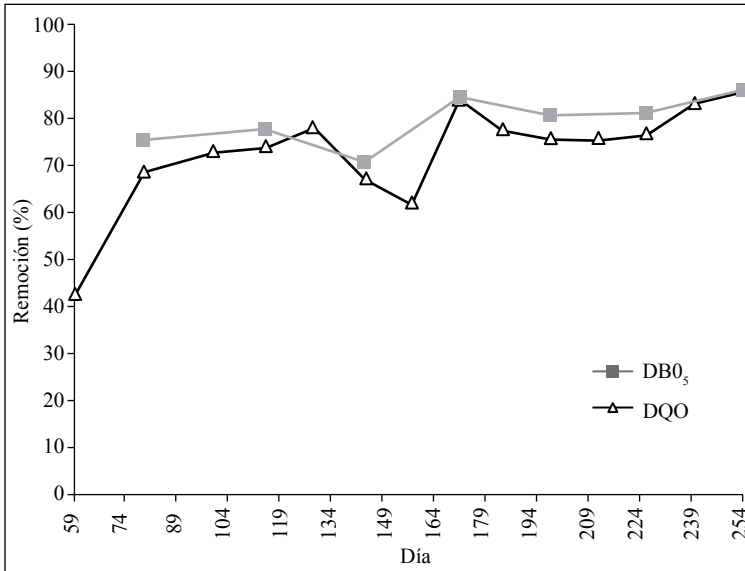


Figura 5. Eficiencia de remoción DQO y DBO₅ (%).

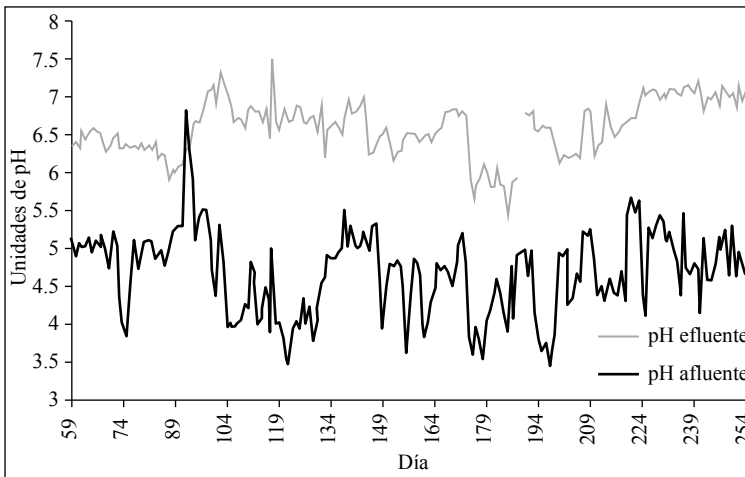


Figura 6. pH líquido afluente y efluente.

El promedio de las eficiencias de remoción para el estado estable del reactor metanogénico UAF fueron del 80,0%, 83,4%, 45,9% y 72,3%, para la DQO, DBO₅, ST y SST, respectivamente (6).

A partir de los datos promedio del líquido efluente puede calcularse una eficiencia de remoción teórica para el SMTA del 86,6%

en términos de la DQO, considerando el valor inicial de DQO del agua miel del café que se genera en el tanque tina cuando se lava el grano y que en promedio tuvo una concentración de DQO de 27.400 ppm (10). De la remoción total teórica, el 61,11% se efectúa en el reactor metanogénico y el 38,89% restante en el reactor hidrolítico-acidogénico y en la recámara de dosificación.

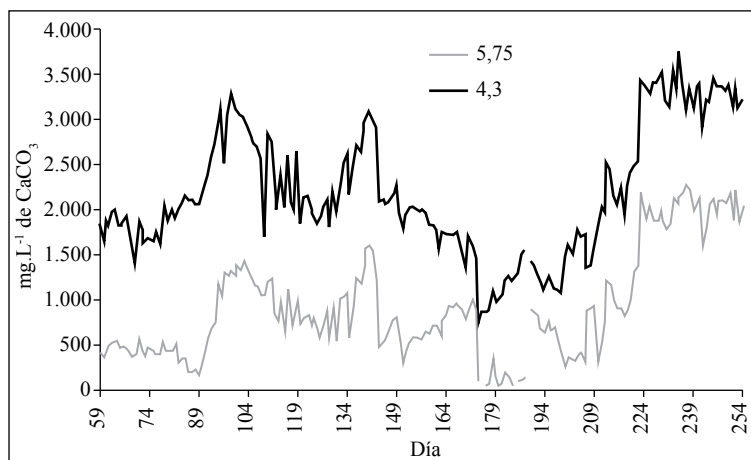


Figura 7. Alcalinidad a pH 5,75 y 4,30.

Durante la digestión anaerobia hubo una mineralización del nitrógeno orgánico, la cual alcanzó en promedio el 81,6% para el reactor UAF evaluado.

Biogás. Para la máxima carga orgánica aplicada al reactor UAF, el volumen de biogás producido, a condiciones normales, fue de $2,50 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{día}^{-1}$ (Figura 8). Durante el período de estabilidad el valor promedio fue $1,98 \text{ m}^3 \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{día}^{-1}$, con un porcentaje de metano del 62% (Figura 9).

Entre los días 169 y 180, se observó una elevación en el porcentaje de metano en el biogás. Durante este período la carga de DQO fue de $2,6 \text{ kg} \cdot \text{m}^{-3} \cdot \text{día}^{-1}$. Las cargas orgánicas bajas permiten mayor tiempo de retención del biogás dentro del reactor, lo que facilita la metabolización del CO_2 y el H_2 producido durante las etapas de hidrólisis y acidogénesis. Entre los días 198 y 256 se observó una estabilidad del valor de la eficiencia metanogénica, indicando una aclimatación de los microorganismos al sustrato. La eficiencia promedio de CH_4 fue de $0,172 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ de DQO aplicado, acorde con el valor reportado por Zambrano (9), para aguas residuales del lavado del café

acidificadas, tratadas a temperatura ambiente y sin neutralización.

Field (4), para el tratamiento anaerobio de residuos, menciona que el reactor se encuentra en estado estable y con una alta eficiencia cuando la producción de metano por kilogramo de DQO removido está comprendida entre $0,3$ y $0,5 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ de DQO aplicado, con un valor óptimo de $0,35 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ de DQO aplicado. Las investigaciones desarrolladas en Cenicafé han mostrado para aguas residuales del lavado del café acidificadas, tratadas a temperatura ambiente y sin neutralizar, un valor promedio es $0,227 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ de DQO aplicado. La eficiencia metanogénica para los días de estabilidad fue en promedio $0,219 \text{ m}^3 \cdot \text{kg}^{-1}$ de DQO aplicado, lo cual indica una adecuada degradación y aclimatación de las bacterias metanogénicas adheridas al soporte de botellas plásticas en el reactor UAF.

Ganancia de temperatura del reactor UAF.

En las Tablas 3 y 4 se presentan los valores de la variación de temperatura en el interior del reactor UAF durante el día.

En el interior del reactor a 1,0 cm, 70,0 cm y 130,0 cm, con respecto al fondo, la



Figura 8. Producción diaria de biogás.

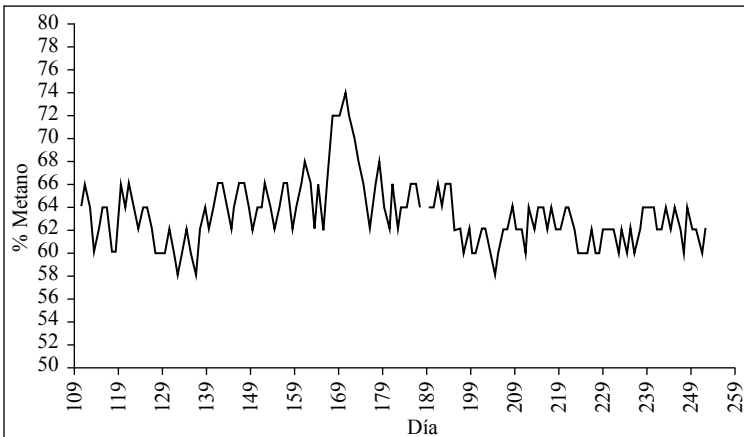


Figura 9. Porcentaje de metano en el biogás.

variación de la temperatura es menor a 1°C. Las diferencias oscilaron entre 0,13 y 0,37°C, en promedio, entre la parte superior y la parte media, entre 0,42 y 0,61°C entre la parte media y la parte inferior, y entre 0,55 y 0,90°C entre la parte superior y la parte inferior, entre las 9:00 y las 17:00 horas. La mayor variación de temperatura, a lo largo del reactor, se registró a las 13:00 horas (Tabla 3).

La diferencia entre las temperaturas (a la misma hora) entre el centro y la pared del reactor son despreciables, tanto en la zona

superior, media e inferior, con diferencias promedio en el rango entre 0,11 y 0,19°C (Tabla 4).

Entre las 9:00 y las 17:00 horas, el reactor gana, en su interior, aproximadamente 2°C en cada uno de los puntos donde se determinó la temperatura.

La temperatura promedio a las 9:00 horas fue 24,97°C para el centro y 25,08°C junto a la pared; a las 13:00 horas fue de 26,02°C para el centro y 26,21°C junto a la pared, y a las 17:00 horas fue de 26,94°C

Tabla 3. Valores de temperatura en el interior del reactor, a lo largo de la zona central.

	Parte inferior (1 cm)			Parte media (70 cm)			Parte superior (130 cm)		
	9:00	13:00	17:00	9:00	13:00	17:00	9:00	13:00	17:00
Media	24,65	25,49	26,45	25,07	26,10	27,04	25,20	26,47	27,33
σ	1,46	1,69	1,95	1,52	1,76	2,03	1,50	1,79	2,00
C.V. %	5,92	6,66	7,37	6,06	6,74	7,50	5,97	6,76	7,34
Max	28,60	30,70	30,7	28,90	31,30	31,10	29,00	31,50	31,50
Min	21,30	20,80	22	21,30	21,00	22,70	21,00	21,00	22,60
Datos	182	182	182	182	182	182	182	182	182

Tabla 4. Valores de temperatura en el interior del reactor, a lo largo de la zona adyacente a la pared.

	Parte inferior (1 cm)			Parte media (70 cm)			Parte superior (130 cm)		
	9:00	13:00	17:00	9:00	13:00	17:00	9:00	13:00	17:00
Media	24,73	25,67	26,57	25,24	26,4	27,26	25,29	26,58	27,45
σ	1,47	1,72	1,93	1,52	1,80	2,0	1,49	1,82	1,99
C.V. %	5,97	6,71	7,27	6,02	6,84	7,35	5,93	6,85	7,27
Max	28,60	30,80	30,90	29,00	31,50	31,50	29,10	31,60	31,50
Min	21,30	20,90	22,00	21,20	21,00	22,70	21,0	21,0	22,6
Datos	182	182	182	182	182	182	182	182	182

para el centro y 27,09°C junto a la pared. El promedio de la temperatura ambiente fue de 23,0°C, 26,0°C y 25,9°C para las 9:00, 13:00 y 17:00 horas, respectivamente. En días calurosos, con temperatura ambiente diurna promedio de 27°C, el reactor alcanzó temperaturas hasta de 31,6°C, en horas de la tarde.

Velocidad crítica de arrastre de biopelícula y carga hidráulica máxima admisible. En la Tabla 5 se muestran los resultados obtenidos en cada uno de los ensayos y el análisis estadístico descriptivo. Se determinaron las velocidades necesarias para iniciar el movimiento de la biopelícula superficial (MSF), el desprendimiento de la biopelícula superficial (DFS) y el desprendimiento de la biopelícula adherida al empaque (DFAP).

La biomasa adherida al medio de soporte (botellas plásticas no retornables) inició su movimiento al aplicar una velocidad media de

309 m.día⁻¹ (12,9 m.h⁻¹), el desprendimiento de las capas externas de la biomasa superficial adherida al medio de soporte se presentó al aplicar una velocidad media de 531 m.día⁻¹ y el desprendimiento completo de la biomasa del medio de soporte se registró al aplicar una velocidad media de 714 m.día⁻¹. Esta carga hidráulica fue cuatro veces mayor al valor reportado en la literatura para reactores de manto de lodos (UASB), cuyo valor ha sido reportado en 3 m.h⁻¹ (7), mostrando las ventajas de los reactores UAF sobre los UASB, al permitir retener mayor biomasa a la misma carga hidráulica aplicada.

Características del medio de soporte.

El promedio del volumen del agua en un reactor piloto empacado a escala de laboratorio (V_0) fue de 166 L y sin empacar (V_c) fue de 168 L. El lecho con botellas plásticas presentó una porosidad de 98,7%, un 25% más que la porosidad de los reactores empacados con guadua (9). Una

Tabla 5. Velocidades aplicadas para iniciar el movimiento de la biopelícula superficial (MSF), el desprendimiento de la biopelícula superficial (DFS) y el desprendimiento de la biopelícula adherida al empaque (DFAP).

Ensayo	Velocidad (m.día ⁻¹)		
	MFS	DFS	DFAP
1	299	362	543
2	335	652	815
3	380	585	787
4	326	670	760
5	399	869	970
6	471	978	-
7	235	380	761
8	289	543	-
9	217	344	706
10	298	417	652
11	362	670	-
12	235	443	652
13	217	307	489
14	344	435	-
15	362	453	-
16	181	380	-
Media	309	531	714
Desv. St	78,35	194,20	138,65
C.V.(%)	25,32	36,61	19,43
Máximo	471	978	970
Mínimo	181	307	489

alta porosidad resulta beneficiosa, ya que permite una mejor distribución de flujo, lo cual disminuye los problemas de ocurrencia común en los soportes convencionales, como son el taponamiento, el flujo preferencial y la reducción del volumen útil del reactor; favoreciendo el tratamiento de aguas residuales con alta carga orgánica.

El valor medio del área superficial de contacto del medio de soporte fue de 51,67 m².m⁻³, ofreciendo un 7% más área específica de contacto que la encontrada para la guadua (48,2 m².m⁻³) (9). La baja tasa de crecimiento de los microorganismos metanogénicos

involucrados en la fermentación metánica, es la principal razón de la necesidad de la retención de la biomasa en los reactores anaerobios, con el fin de aumentar la eficiencia del proceso.

Costos. En la Tabla 6 se presentan los resultados de los análisis de costos de un SMTA, según el tipo de reactor metanogénico instalado.

La adopción de un tanque fabricado en polietileno como reactor metanogénico permite reducir los costos unitarios de inversión en un 40%. Éstos disminuyen desde USD \$ 1,16 hasta USD \$ 0,69 por 12,5 kg de cps. El costo total del SMTA fue de USD \$ 1035 para una finca con una producción anual de 18.750 kg de cps. La distribución de los costos se ilustra en la Figura 10.

Con la tecnología SMTA, remover 1,0 kg de DQO tiene un costo aproximado de USD \$ 0,12 con una vida útil para este sistema estimada en 20 años.

Puede concluirse que:

- El reactor metanogénico empacado con trozos de botellas plásticas no retornables presentó una porosidad de 98,71% y un área específica de contacto de 51,66%, superiores en un 25% y un 7%, respectivamente, a la porosidad y el área ofrecida por los trozos de guadua que se han utilizado para el empaque de los reactores.
- El reactor metanogénico empacado con trozos de botellas plásticas no retornables permite admitir una carga hidráulica de 12,9 m.h⁻¹, antes de que inicie el desprendimiento de la biomasa del material de soporte, lo que representó cuatro veces el valor reportado para reactores anaerobios de manto de lodos (UASB).

Tabla 6. Costos de inversión para la construcción de un SMTA con reactor metanogénico en fibra de vidrio y en polietileno para finca con una producción anual de 18.750 kg de cps (1.500 @) (2015).

Componente del SMTA	COP		USD (2537COP= 1USD)	
Reactor hidrolítico acidogénico				
Plastilona IKL-500	1.200.000		473,00	
Tubería y accesorios	75.000		29,50	
Mano de obra	75.000		29,50	
Recámara dosificadora				
Materiales de construcción	200.000		78,80	
Mano de obra	100.000		39,40	
Reactor metanogénico				
	Fibra	Polietileno	Fibra	Polietileno
Tanque	2.200.000	450.000	867,20	177,40
Tubería y accesorios	135.000	125.000	53,20	49,30
Soporte (botellas)	150.000	150.000	59,10	59,10
Mano de obra	100.000	75.000	39,40	29,50
Manguera polietileno reciclado 1½”	175.000	175.000	69,00	69,00
Total SMTA	COP \$4.410.000	\$ 2.625.000	US\$1738	US\$ 1035

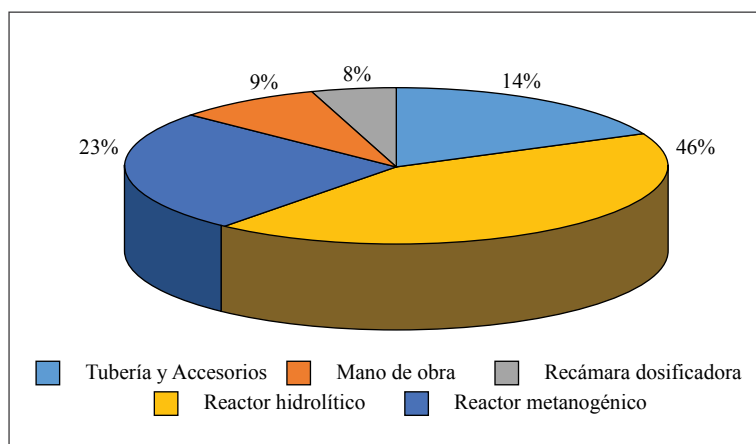


Figura 10. Distribución de costos SMTA.

- La temperatura promedio en el interior del reactor metanogénico construido en polietileno, en el transcurso del día fue de 26°C. A pesar de no alcanzar el rango de temperatura mesófilo (entre 30 y 40°C) dentro del cual las bacterias metanogénicas logran un óptimo crecimiento, el valor obtenido permitió un buen desempeño del reactor sin incremento de los costos, teniendo en cuenta que la ganancia de temperatura en el reactor dependió únicamente de las condiciones climáticas.
- Los promedios de las eficiencias de remoción para el estado estable del reactor metanogénico fueron del 80,0%, 83,4%, 45,9% y 72,3%, para DQO, DBO₅, ST y SST, respectivamente.

- El reactor metanogénico construido en polietileno y empacado con botellas plásticas no retornables alcanzó cargas orgánicas de DQO hasta de 8,75 kg.m⁻³. día⁻¹, con una eficiencia de remoción del 77,0% en términos de la DQO.
 - Teóricamente, la eficiencia de remoción alcanzada por el SMTA con el reactor metanogénico construido en polietileno y empacado con botellas plásticas no retornables (reactor tipo UAF), considerando un promedio de concentración de 27.400 ppm de DQO en las aguas de lavado, fue de 86,6% en términos de la DQO, y 87,8% en términos de la DBO, acordes con lo exigido en el decreto 1594 de 1984, del Ministerio de Agricultura.
 - La depuración de las aguas residuales del lavado del café por medio del SMTA (con una eficiencia del 86,6%), permite evitar el 96,5% de la contaminación potencial generada durante el beneficio húmedo del café.
 - La adopción de un tanque fabricado en polietileno como reactor metanogénico en el SMTA, permite reducir los costos de inversión en un 40%, disminuyendo de USD \$ 1,16 a USD \$ 0,69 por 12,5 kg de cps.
3. ARÉVALOU., D.; LOZANO A., J.G.; SABOGAL M., J. Estudio nacional de huella hídrica Colombia: Sector agrícola. Revista internacional de sostenibilidad, tecnología y humanismo 7:101-126. 2011.
 4. FIELD, J. Parámetros operativos del manto de lodos anaeróbicos de flujo ascendente: Manual del curso. Santiago de Cali : Arranque y operación de sistemas de flujo ascendente con manto de lodos : UASP, 1987. p. B1-B35.
 5. ISAZA H., J.D. Manual de laboratorio de biodigestión anaeróbica y caracterización de aguas residuales. Chinchiná : Cenicafé, 1996.
 6. OROZCO R., P.A. Arranque y puesta en marcha de un reactor metanogénico tipo UAF para el tratamiento de las aguas residuales del lavado del café. Manizales : Universidad Nacional de Colombia. Facultad de ingeniería y arquitectura, 2003. 90 p. Tesis: Ingeniera química.
 7. REPÚBLICA DE COLOMBIA. Ministerio de agricultura. Decreto número 1594 de 1984. Bogotá : Ministerio de agricultura, 1984. 48 p.
 8. UNIVERSIDAD DEL VALLE. Generación de energía: Criterios de diseño para sistemas de tratamiento anaerobio UASB. Santiago de Cali : CURSO Tratamiento anaerobio de las aguas residuales, 1987.
 9. ZAMBRANO F., D.A. Biodigestión anaerobia de las aguas residuales del beneficio húmedo del café. En: CENICAFÉ. Informe anual de actividades de la disciplina de química industrial Octubre 1988-Septiembre 1989. Chinchiná : Cenicafé, 1989.
 10. ZAMBRANO F., D.A.; ISAZA H., J.D. Lavado del café en los tanques de fermentación. Cenicafé 45(3):106-118. 1994.
 11. ZAMBRANO F., D.A.; RODRÍGUEZ V., N. Sistemas para el tratamiento de aguas mieles: Investigación aplicada en beneficio de los productores cafeteros. Chinchiná : Cenicafé, 2008. 25 p.
 12. ZULUAGAV., J.; ZAMBRANO F., D.A.; RODRÍGUEZ V., N.; DÁVILA A., M.T. Estrategias para el manejo y valorización de los subproductos del proceso de beneficio húmedo del café. Chinchiná : SEMINARIO sobre control de la contaminación en la agroindustria cafetera : Cenicafé, 1993. 82 p.

LITERATURA CITADA

1. ÁLVAREZ G., J. Despulpado del café sin agua. Chinchiná : Cenicafé, 1991. 6 p. (Avances Técnicos No. 164)
2. ARCILA O., F. Perjuicios causados por los residuos del beneficio del café. Chinchiná : Cenicafé, 1979. 2 p. (Avances Técnicos No. 96).