

**OPTIMIZACIÓN DE REACTORES SULFIDOGENICOS BAFLEADOS A
ESCALA LABORATORIO EMPLEADOS EN EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO
DE LIXIVIADOS DEL RELLENO SANITARIO ANTANAS**

MARITZA DEL ROCÍO JARAMILLO MORILLO

**UNIVERSIDAD DE NARIÑO
FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES
PROGRAMA DE BIOLOGÍA
SAN JUAN DE PASTO
2008**

**OPTIMIZACIÓN DE REACTORES SULFIDOGENICOS BAFLEADOS A
ESCALA LABORATORIO EMPLEADOS EN EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO
DE LIXIVIADOS DEL RELLENO SANITARIO ANTANAS.**

MARITZA DEL ROCÍO JARAMILLO MORILLO

Trabajo de grado presentado como requisito para optar el título de Bióloga

**Director
Oscar Burbano Figueroa
Biólogo con énfasis en microbiología**

**UNIVERSIDAD DE NARIÑO
FACULTAD DE CIENCIAS EXACTAS Y NATURALES
PROGRAMA DE BIOLOGÍA
SAN JUAN DE PASTO
2008**

“Las ideas y conclusiones aportadas en el trabajo de grado, son responsabilidad exclusiva del autor”

Artículo 1° del acuerdo No. 32 de Octubre 11 de 1996 , emanado del honorable consejo directivo de la Universidad de Nariño.

Nota de aceptación:

Director

Jurado

Jurado

San Juan de Pasto, Mayo, 2008

DEDICATORIA

Este trabajo esta dedicado a todos aquellos quienes con su cariño y apoyo le dieron luces a este sueño...

A MIS PADRES: Maria Celina Morillo Unigarro y Bayardo Jaramillo Morillo; por su comprensión y paciencia.

A MI FAMILIA: Por su apoyo constante

A MI ABUELITA: Dolores Unigarro, Por sus consejos y su sabiduría

A MI ESPOSO: Javier Zamudio por su amor y por ser la fortaleza en los momentos mas difíciles

y a todos los que hoy comparten esta meta,

AGRADECIMIENTOS

la realización de este trabajo no hubiera sido posible sin la valiosa colaboración de Oscar Burbano, docente del programa de biología de la Universidad de Nariño, por su asesoría profesional y su apoyo; Jackeline Mena y Pablo Fernández, por sus aportes como jurados para la realización de este proyecto; Néstor Apraez, por sus aportes a esta investigación; La Empresa Metropolitana de Aseo de Pasto (EMAS), por la donación de la materia prima (Lixiviado), Javier Zamudio, ing. Electromecánico, por toda su compañía y colaboración en la fase de laboratorio y las demás personas que de una u otra forma apoyaron la realización de este trabajo.

CONTENIDO

	Pág.
INTRODUCCIÓN	29
2. OBJETIVOS	156
2.1. Objetivo General	156
2.2. Objetivos Específicos	156
3. MARCO TEÓRICO	157
3.1. Generalidades.	167
3.2. Reacciones anaeróbicas que se pueden presentar en el lixiviado	18
3.2.1. Categoría de bacterias que participan en la conversión de materia.	29
3.2.2. Reducción de sulfatos	30
4. MATERIALES Y MÉTODOS	12
4.1 Sitio de estudio	12
4.2. Reactor	12
4.3. Evaluación del efecto de la VCO y la VCS sobre la eficiencia en la remoción de materia orgánica	14
4.3.1. Arranque del Reactor.	24
4.3.2. Fase exploratoria.	24
4.3.3. Fase máxima pendiente	35
4.3.4 Fase optimo local.	46

4.4. Métodos analíticos.	57
4.4. Análisis estadísticos.	68
	Pág.
5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN	19
5.1. Arranque del reactor sulfidogenico bafleado	19
5.2. Fase exploratoria	19
5.2. Fase máxima pendiente	32
5.4. Fase óptimo local	54
5.5. Evaluación del diseño y de los parámetros de operación	39
5.6. Evaluación del desempeño del RASB en comparación con otros reactores empleados en el tratamiento biológico de lixiviados	41
CONCLUSIONES	44
RECOMENDACIONES	45
LITERATURA CITADA	46

LISTA DE TABLAS

	Pág.
Tabla 1: Condiciones de los reactores en base a la VCO y a la VCS, fase exploratoria	25
Tabla 2: Condiciones de los reactores en base a la VCO y a la VCS de la fase máxima	26
Tabla 3: Condiciones de los reactores en base a la VCO y a la VCS para localizar el óptimo local	27
Tabla 4: Métodos de análisis fisicoquímicos que se utilizarán en el desarrollo experimental	28
Tabla 5: Fase exploratoria. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica	29
Tabla 6: Análisis de varianza – Fase exploratoria. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica	30
Tabla 7: Fase máxima pendiente. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica	32
Tabla 8: Análisis de varianza – Fase máxima pendiente. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica	33
Tabla 9: Fase optimo local. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica	34
Tabla 10: Análisis de varianza – Fase exploratoria. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica	34
Tabla 11: Parámetros operaciones en POEE evaluados	38

LISTA DE FIGURAS

	Pág.
Figura 1. Reacciones biológicas más comunes en un relleno sanitario	20
Figura 2. Diseño del Reactor	23
Figura 3. Disposición del montaje (diseño factorial 3^2)	24
Figura 4. Disposición del montaje experimental	25
Figura 5. Disposición del montaje experimental (diseño factorial 3^2)	26
Figura 6. Eficiencias en la remoción de carga orgánica (gDQO/l.día) (fase exploratoria)	30
Figura. 7 Efectos Principales (fase exploratoria)	31
Figura 8: Superficie de Respuestas (fase exploratoria)	32
Figura 9: Porcentaje de Remoción de Carga Orgánica Reflejada en la DQO (fase máxima pendiente)	33
Figura 10. Eficiencia de remoción de carga orgánica reflejada en la DQO (fase óptima local)	35
Figura 11: Efectos Principales (fase óptimo local)	36
Figura 12: Superficie de Respuestas (fase óptimo local)	37
Figura 13: Contornos de la superficie de respuesta (fase óptimo local)	38
Figura 14: Estequiometría de RASB	43

LISTA DE ANEXOS

	Pág.
Anexo A: Sulfatos método espectrofotométrico.	52
Anexo B: Sólidos suspendidos totales	54
Anexo C: Demanda química de oxígeno (DQO) espectrofotométrico reflujo Cerrado	56
Anexo D: Ácidos grasos volátiles, método de destilación	59
Anexo E: Resultados de análisis de varianza	60
Anexo F: Balance de masa.	61
Anexo G: Porcentaje de remoción de materia orgánica en los parámetros físico-químicos	62

RESUMEN

El tratamiento biológico de los lixiviados del Relleno Sanitario Antanas (RSA) fue evaluado empleando un reactor anaerobio sulfidogénico bafleado (RASB) a escala laboratorio. La investigación se llevó a cabo siguiendo un diseño de experimentos factorial 3^2 tomando como factores la velocidad de carga orgánica (VCO) y la velocidad de carga de sulfato (VCS), obteniéndose como resultado final un diseño octagonal (punta de estrella). Con este diseño se determinó que el RASB puede alcanzar eficiencias en la remoción de la materia orgánica medida como demanda química de oxígeno (DQO) del 65% a una VCO de 3,57 gDQO/L.día y a una VCS de 0,09 gSO₄⁻²/L.día con una relación DQO/Sulfato de 40. Esta relación dista considerablemente de la considerada óptima, 0,67 (Omil et al., 2000). Sin embargo esta diferencia puede explicarse por la alimentación secuencial del RASB, y en consecuencia la generación de flujo pistón, que favorece la actividad sulfidogénica en la parte frontal del reactor. Además, se determinó que el efecto tanto de la VCO como la VCS es cuadrático sobre la eficiencia en la remoción de materia orgánica. Los resultados muestran claramente que el tratamiento de lixiviados del RSA por un RASB es una opción de tratamiento apropiada para incrementar la eficiencia en la remoción de la DQO de la actual planta de tratamiento de lixiviados.

ABSTRACT

Leachate biological treatment of Sanitary Landfill Antanas by a lab-scale baffled anaerobic sulfidogenic reactor (BASR) was investigated. Studies were performed using a factorial experiment design 3^2 considering organic loading rate (OLR) and sulfate loading rate (SLR) as factors, resulting in a octagonal design. This design allows to determine the BASR attained chemical oxygen demand (COD) removal efficiencies of 65% with a OLR of 3,57g COD/L.day, a SLR of 0,09 gSO₄⁻²/L.day and a COD/Sulfate rate of 40. This rate differs of considered optimal one by Omil (et al., 2000), 0,67. However, this difference can be explained by sequential feeding of BASR and its intrinsic plug-flow, increasing sulfidogenic activity at front compartments of reactor. Besides, It found OLRs and SLRs effects are quadratic on organic matter removal efficiency. The results have clearly indicated that landfill leachate treatment by a BASR is an appropriate treatment option to enhance the COD removal efficiency of current leachate treatment plant.

INTRODUCCIÓN

Los lixiviados de los rellenos sanitarios presentan altas concentraciones de contaminantes tales como sales inorgánicas, las cuales son medidas como demanda química de oxígeno (DQO) y demanda biológica de oxígeno (DBO), hidrocarburos halogenados y metales pesados, cloruro de sodio, carbonatos y sulfatos. En consecuencia se consideran desechos peligrosos y deben ser colectados y tratados antes de su descarga (Coruña 2001).

Existen muchas maneras de realizar un tratamiento de lixiviado, sea químico o biológico, las cuales pueden ser implementadas dependiendo de los resultados que se pueden obtener a nivel experimental y a los costos involucrados para su tratamiento, lo importante es obtener un procedimiento a bajo costo, efectivo y que genere un impacto ambiental lo menos palpable, que permita una rápida mitigación de la polución sobre los recursos afectados. Uno de estos métodos es la depuración mediante un reactor sulfidogenico, que se lleva a cabo en ambientes anaeróbicos, utiliza SO_4 como aceptor de electrones, emplea bacterias sulfato reductoras (BSR), cuya importancia radica en que estas utilizan una serie de sustratos orgánicos como, etanol, acetato, butirato, celulosa, etc. que se encuentran en el lixiviado, en otras palabras, estas bacterias encuentran un ambiente propicio para su desarrollo en el lixiviado metanogénico, y actúan como catalizadores químicos, usan la materia orgánica como sustrato para la reducción de sulfatos, que es el principal mecanismo que produce sulfuros en condiciones insolubles y sedimentarias (Mizuno and Naike 1994).

Las experiencias obtenidas con el uso de este tipo de sistemas en tratamiento de aguas residuales han logrado notables avances dentro los sistemas de tratamiento (Burbano 2002). La literatura muestra varias investigaciones que entregan resultados muy positivos pero su implementación en el tratamiento de lixiviados es una nueva experiencia para la cual no existen muchas referencias relevantes (Castillo y Martínez 2005).

Un ejemplo de esto es la planta de tratamiento de lixiviados del relleno sanitario Antanas de la ciudad de Pasto, que realiza un proceso de transformación biológica y fisicoquímica del lixiviado mediante la implementación de 8 etapas de tratamiento (EMAS 1999). Para optimizar este sistema de tratamiento, se han realizado diversas investigaciones, pero aún hoy en día, se requiere implementar nuevas técnicas de los sistemas actuales para mejorar y estabilizar la eficiencia de remoción en carga con el fin de cumplir con la normatividad ambiental vigente mediante el artículo 72 del decreto 1594 de 1984 (Decreto 1594 de 1984).

Motivo por el cual se evalúa el comportamiento de reactores a escala de laboratorio teniendo en cuenta que las variaciones de la carga orgánica inciden directamente en el tiempo de residencia y las variaciones de velocidad de carga del sulfato de hierro inciden en la producción de sulfuros, variaciones que nos proporcionan la información suficiente, para encontrar una ecuación cuadrática a la que se le realiza una estimación estadística de su máxima pendiente con lo cual se encuentran las condiciones adecuadas de VCO y VCS para calcular el punto máximo de operación. Con estos resultados se establece un esquema ortogonal, con el cual se obtiene el punto máximo de remoción denominado “punto optimo local”.

2. OBJETIVOS

2.1. OBJETIVO GENERAL

Evaluar la eficiencia en la remoción de materia orgánica de reactores sulfidogénicos bafleados, a escala laboratorio, empleados en el tratamiento del lixiviado producido por el Relleno Sanitario Antanas

2.2. OBJETIVOS ESPECÍFICOS

- Evaluar el efecto de la velocidad de carga orgánica y la velocidad de carga de sulfato sobre la remoción de la materia orgánica.
- Determinar la máxima pendiente de las relaciones entre velocidades de carga orgánica y velocidad de carga de sulfato en un reactor sulfidogénico bafleado, a escala laboratorio.
- Optimizar la velocidad de carga orgánica y la velocidad de carga de sulfato de un reactor sulfidogénico bafleado, a escala laboratorio, para la remoción de la materia orgánica.

3. MARCO TEÓRICO

3.1. GENERALIDADES.

Los procesos de reacción bioquímica que tienen lugar en el relleno pueden ser aeróbicos o anaeróbicos. Después de colocar la basura se inician procesos aerobios, que tardan un periodo que va de unos pocos días a semanas, hasta que se haya consumido el oxígeno que la carga contenía. La degradación anaeróbica que tiene lugar a continuación se da, de manera análoga a la descomposición de los lodos, en dos fases. En la primera de ellas, la “fermentación acida”, es decir, una gran parte de la carga orgánica puede descomponerse bioquímicamente en forma fácil, los organismos facultativos o anaeróbicos descomponen las sustancias orgánicas de partida, entre otras, proteínas, grasas e hidratos de carbono en CO_2 , H_2 y ácidos grasos menores; aquí participa una gran cantidad de organismos diferentes con condiciones de crecimiento óptimas y diferenciadas, de tal modo que la degradación, (excepto en el caso de condiciones extremas), casi no está sometida a factores negativos. En la segunda fase, conocida como “fermentación metanogénica”, por el contrario, la sustancia orgánica tiene dificultades para continuar su degradación, organismos estrictamente anaeróbicos (las bacterias metanogénicas) descomponen los productos de la “fermentación acida” y los convierten en CH_4 , sustancias húmicas y agua. Para ello la primera fase debe estar tan avanzada que solo se deben tener como productos intermedios ácido acético, ácido fórmico y H_4 y CO_2 gaseosos. La tasa de crecimiento de las bacterias es baja y va ligada a condiciones ambientales relativamente limitadas por ejemplo, valores de pH entre 6,5 y 7,5, bajas oscilaciones de temperatura y suficiente contenido de humedad (Vallero *et al.* 2003).

Los ácidos grasos menores producidos junto con el CO_2 y H_2 durante la “fermentación acida”, representan una alta carga orgánica en los lixiviados y generan valores de pH ácidos; en la fase de la fermentación metanogénica, los ácidos grasos menores son descompuestos a tal punto que los productos restantes (como gases) pueden escapar y con ello reducir en buena medida la carga orgánica de lixiviados (Sanz 2004).

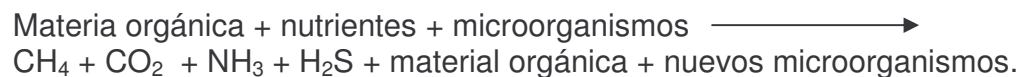
La estructura de los materiales formados por componentes orgánicos e inorgánicos es reducida por la degradación bioquímica, con lo cual cambian las condiciones para la lixiviación y la absorción de agua, así como el tipo e intensidad de los procesos de reacción bioquímica. El agua que se filtra, según la fase de descomposición predominante, muestra diferentes características (pH, carga orgánica, etc.), de tal modo que por este medio existen diferentes condiciones de disolución. En general, existe una estrecha relación entre el agua y los procesos

bioquímicos, químicos y físicos (Kalyuzhnyi *et al.* 1998), (Batstone 1999), (Rodríguez 2004).

La carga orgánica tiene mayor importancia para calcular el nivel toxicidad de los lixiviados. Los parámetros más importantes para ello son la DQO y la DBO₅; adicionalmente, la razón DBO₅/DQO refleja el grado de degradación de los lixiviados en el relleno y con ello los procesos de reacción bioquímica que están teniendo lugar en un momento determinado (Lopez *et al.* 2005), (Salazar 2006).

3.2. REACCIONES ANAERÓBICAS QUE SE PUEDEN PRESENTAR EN EL LIXIVIADO

La degradación de la materia orgánica en las piscinas anaeróbicas se puede resumir en la siguiente ecuación:



Para que el proceso de degradación anaeróbica transcurra de forma equilibrada es importante que las diferentes conversiones biológicas que tienen lugar permanezcan bien acopladas durante el proceso, evitándose la acumulación de cualquier compuesto intermedio. Igualmente es necesario diferenciar donde se desarrolla cada una de las reacciones (Baptista 2006).

Hidrólisis. La hidrólisis es un proceso físico, químico o biológico que consiste en generar un rompimiento a las macromoléculas formadas principalmente por carbohidratos, proteínas y grasas que contienen una estructura compleja; este rompimiento es llevado a cabo con fines específicos según el tipo de proceso seleccionado para el caso de la digestión anaerobia es considerada como la etapa limitante por la complejidad de las moléculas.

Acidogénesis. Esta etapa se efectúa por la acción de microorganismos acidificadores, quienes toman los productos obtenidos en la etapa hidrolítica para poder realizar su metabolismo, generando una gama de ácidos orgánicos carboxílicos de diferentes números de carbono entre estos están: fórmico, valérico, acético, propiónico, butírico.

Acetogénesis y Homoacetogénesis. Los productos provenientes de la etapa anterior son transformados en ácido acético, hidrógeno y dióxido de carbono por un grupo de bacterias que aportan aproximadamente el 54% de hidrógeno que se utilizará en la formación de metano.

Metanogénesis. En esta etapa ocurre la degradación de ácido acético y de algunos alcoholes producidos por la fermentación de azúcares, obteniéndose

como compuestos finales del proceso metabólico metano y dióxido de carbono (Batstone 1999).

3.2.1. Categoría de bacterias que participan en la conversión de materia.

Existen cuatro grupos o categorías de bacterias que participan en los pasos de conversión de la materia hasta moléculas sencillas como metano o dióxido de carbono y que van cooperando de forma sinérgica (Baptista 2006)

Grupo 1: bacterias hidrolíticas: (clostridium, proteus, basteroides, basillus, vibrio, acetovibrio, staphylococcus) es un grupo de bacterias que rompen los enlaces complejos de las proteínas, celulosa, lignina o lípidos que transforman en el relleno en monómeros o moléculas como aminoácidos, glucosa, ácidos grasos y glicerol. En el lixiviado se presenta esta reacción de manera aislada. Estos monómeros pasaran al siguiente grupo de bacterias.

Grupo 2: bacterias fermentativas acidogénicas: (clostridium, lactobacillus, Escherichia, Bacillus, Pseudomonas, Desulfovibrio, Sarcina) convierten azúcares, aminoácidos, lípidos en ácidos orgánicos (propionico, formico, láctico, butírico o succinico), alcoholes y cetonas (etanol, metanol, glicerol, acetona), acetato, CO₂ y H₂. Esta reacción se presenta principalmente en el relleno

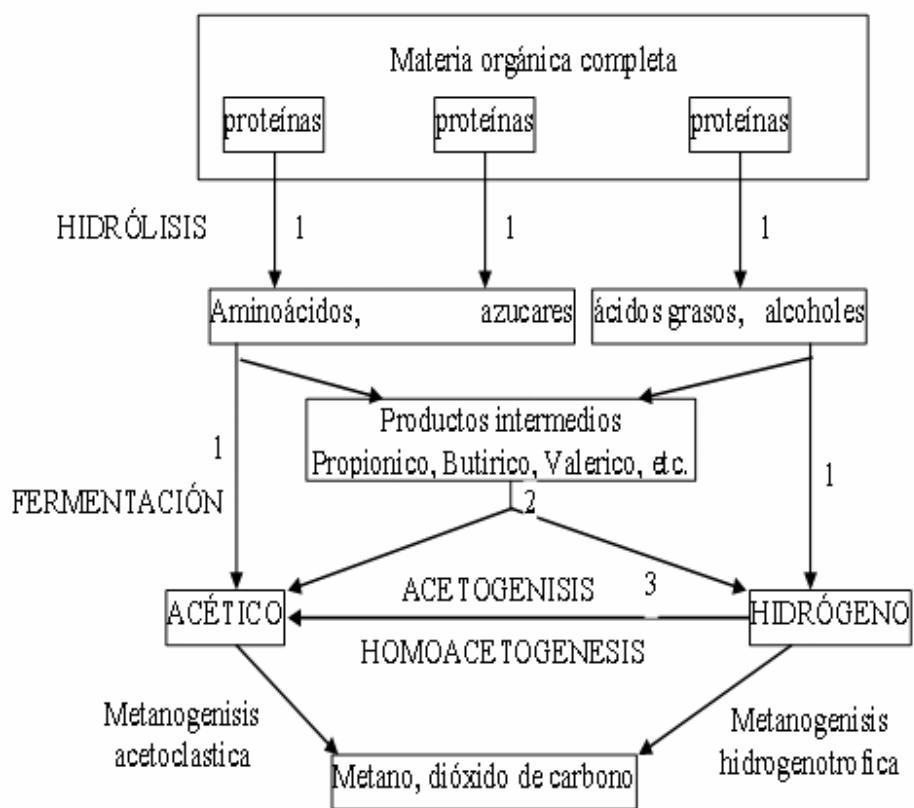
Grupo 3: bacterias reductoras de azufre: mediante el proceso de la reducción desasimilatoria de sulfato (SO₄²⁻) es reducido a sulfuro de hidrógeno (H₂S) en ausencia de oxígeno, actuando el sulfato como aceptor de electrones. En ausencia de oxígeno, la bacteria Desulfovibrio, realiza la reducción desasimilatoria de sulfatos que consiste en pasar el sulfato a sulfuro de hierro (Fe₂S) y ácido sulfhídrico (H₂S). Como el ambiente de tratamiento es atóxico, actúan las bacterias fototróficas anoxigénicas y algunas cianobacterias, que también lo transformarían en azufre elemental. Cuando estas bacterias estén cargadas de azufre morirán y será necesario retirarlas del fondo para dar paso a otras nuevas.

Grupo 4: bacterias acetogénicas: son bacterias sintroficas (que comen juntas), es decir, solo se desarrollan como productoras de H₂ junto otras bacterias consumidoras de esta molécula. *Syntrophobacter wolonni*, especializada en la oxidación de propionato, y *Syntrophomonas wolfei*, que oxida ácidos grasos, convierten el propionico, butírico y algunos alcoholes en acetato, hidrogeno y dióxido de carbono, que se utilizan en la metanogénesis.

Grupo 5: Metanogénicas: la digestión anaerobia de la materia orgánica en la naturaleza, libera el orden de 500-800 millones de toneladas de metano por año a la atmósfera; esto se produce en la profundidad de sedimentos; existen bacterias tanto Gram positivas como Gram negativas, estos organismos crecen muy despacio, con un tiempo de generación que va desde los tres días a 35°C hasta los 50 días a 10°C.

En resumen, podemos decir que la digestión anaerobia es un proceso bioquímico que consta de tres etapas: la hidrolítica, la acetogénica y la etapa metanogénica; en las cuales operan una gran cantidad de bacterias que deben trabajar en un perfecto equilibrio ya que lo producido por unas sirven de alimento para las siguientes, formando así una cadena que da lugar en el último instante a los productos finales del proceso (Valdes *et al.* 2005). Lo cual se puede observar en la figura No. 1.

Figura 1. Reacciones biológicas más comunes en un relleno sanitario

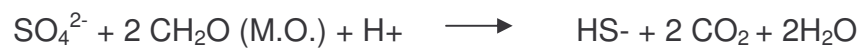


Baptista, 2006

3.2.2. Reducción de sulfatos Es un proceso que se realiza en ambiente reductor con abundante materia orgánica y que consiste en el paso de ión sulfato a un estado inferior de oxidación; en general S^{2-} y, a veces, S ó $S_2O_3^{2-}$. En presencia de oxígeno, la principal forma existente es SO_4^{2-} , cuya reducción es solamente posible bajo condiciones anaerobias; son, por consiguiente, condiciones indispensables, el ambiente anaerobio y la presencia de materia orgánica (Custodio y Llamas 1983), (Valdes *et al.* 2005).

Se ha comprobado que, en general, las bajas concentraciones de sulfatos se acompañan de la presencia de materia orgánica, existiendo una relación bastante clara entre la presencia de materia orgánica, el descenso en la concentración de sulfato y la presencia de H₂S, sulfuro e hiposulfito. Ello se debe a que la reducción se debe a la acción de bacterias sulfato-reductoras, cuya presencia requiere la existencia de una materia orgánica específica (Bray y White 1958).

Inicialmente la materia orgánica utilizada, en su oxidación, toma el oxígeno de otros agentes oxidantes. La oxidación total de los componentes orgánicos da como resultado la formación de CO₂, según la siguiente reacción que esquematiza el proceso de reducción de sulfato (Valdes *et al.* 2005).



Donde CH₂O representa la fuente de materia orgánica. La correcta estequiometría de la reacción dependerá de la naturaleza de la materia orgánica involucrada. Se diferencian dos mecanismos de reducción de sulfatos, en los que interviene la materia orgánica (Valdes *et al.* 2005).

- Reacciones bacterianas (requieren la presencia de determinadas bacterias)
- Reacciones termoquímicas o abióticas (requieren alta temperatura)

La reducción de sulfatos está ligada a la intervención de bacterias del género *Sporovibrio*, siendo las más importantes la *Sporovibrio desulfuricans* y *Sporovibrio rubentskiki*. El proceso de reducción de sulfatos es, en general, un proceso rápido que provoca que algunas aguas que lo sufren con cierta intensidad, contengan sólo algunas ppm de SO₄²⁻. La evidencia directa de la reducción es la presencia de H₂S en los pozos lo que provoca que muchas aguas subterráneas, que han sufrido reducción de sulfatos, tengan frecuentemente olor sulfhídrico (Custodio y Llamas 1983).

4. MATERIALES Y MÉTODOS

4.1 SITIO DE ESTUDIO

La investigación se desarrollo en la Universidad de Nariño, en donde se instalo una batería de siete reactores escala laboratorio; para alimentarlos se utilizo lixiviado metanogénico traído de la planta de tratamiento ubicado en el relleno sanitario Antanas de la ciudad de Pasto.

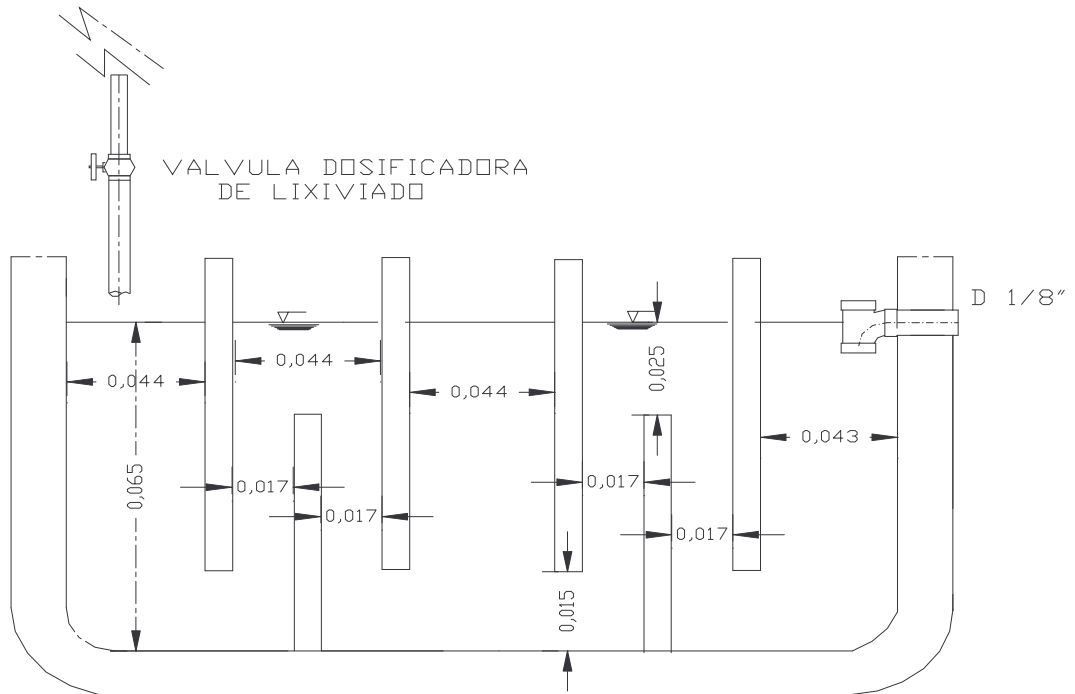
4.2. REACTOR

En esta investigación se emplearon reactores sulfidogenicos bafleados (CEPA-BIOMA, 2006) con un volumen útil de 2000 mL (Figura No. 2) los reactores se construyeron a partir de recipientes de polietileno con las siguientes especificaciones:

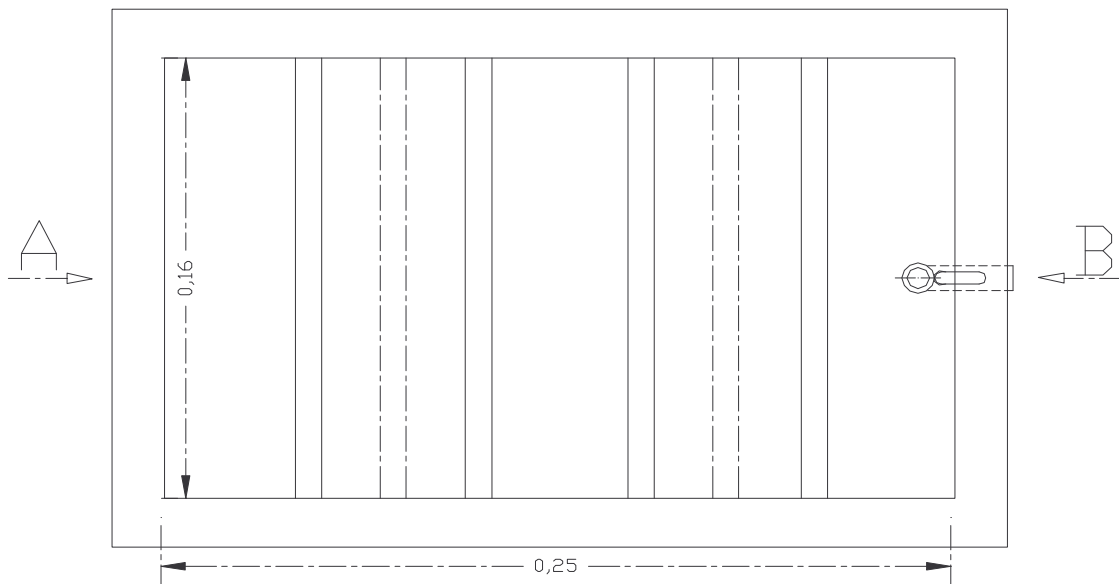
Largo del reactor = 25 cm
Ancho del reactor = 15 cm
Altura del reactor = 6,5 cm
Número de bafles = 6
Distancia entre bafles = 4,5 cm
Espacio entre bafle lateral y el piso 1,5 cm
Altura de bafle central 4 cm
Diámetro de tubería 1/8 de pulgada.

El volumen efectivo de cada reactor anaerobio bafleado fue de dos litros. El volumen del lixiviado se verificó diariamente por aforo volumétrico, y la alimentación se hizo gradualmente mediante válvulas de control que permitieron mantener un estricto seguimiento al caudal.

Figura 2. Diseño del Reactor



Reactor sulfidogénico bafleado. Vista lateral. Corte AB



Reactor sulfidogénico bafleado. Vista de planta

4.3. EVALUACIÓN DEL EFECTO DE LA VCO Y LA VCS SOBRE LA EFICIENCIA EN LA REMOCIÓN DE MATERIA ORGÁNICA

4.3.1. Arranque del Reactor. Los reactores fueron inoculados al 10% vol/vol con lodos provenientes de la piscina anaerobia del RSA. Inicialmente se cargaron con dos litros de lixiviado, en operación batch, sin adición de nutrientes a una VCS de 0,05 g SO_4^{2-} /L/día, durante 4 semanas.

4.3.2. Fase exploratoria. En el diseño experimental se tomaron como puntos medios del diseño las concentraciones consideradas óptimas por la investigación realizada por el proyecto CEPA (Salazar *et al.* 2006), una velocidad de carga orgánica (VCO) de 13 g/L/día y una velocidad de carga de sulfato (VCSO₄) 17 mg/L/día.

Este diseño experimental está basado en aumento y reducciones estándar de las variables VCO y VCSO₄ a partir del punto medio; donde el primer valor de la pareja hace referencia a la VCO y el segundo a la VCS (Figura 3, 4 y Tabla 1); cada réplica del experimento está definido como un punto de operación en estado estacionario (PPEE), considerando a esta como la operación del reactor durante por lo menos tres veces el TRH con variaciones en la remoción de materia orgánica inferiores al 10%.

Figura 3. Disposición del montaje (diseño factorial 32)

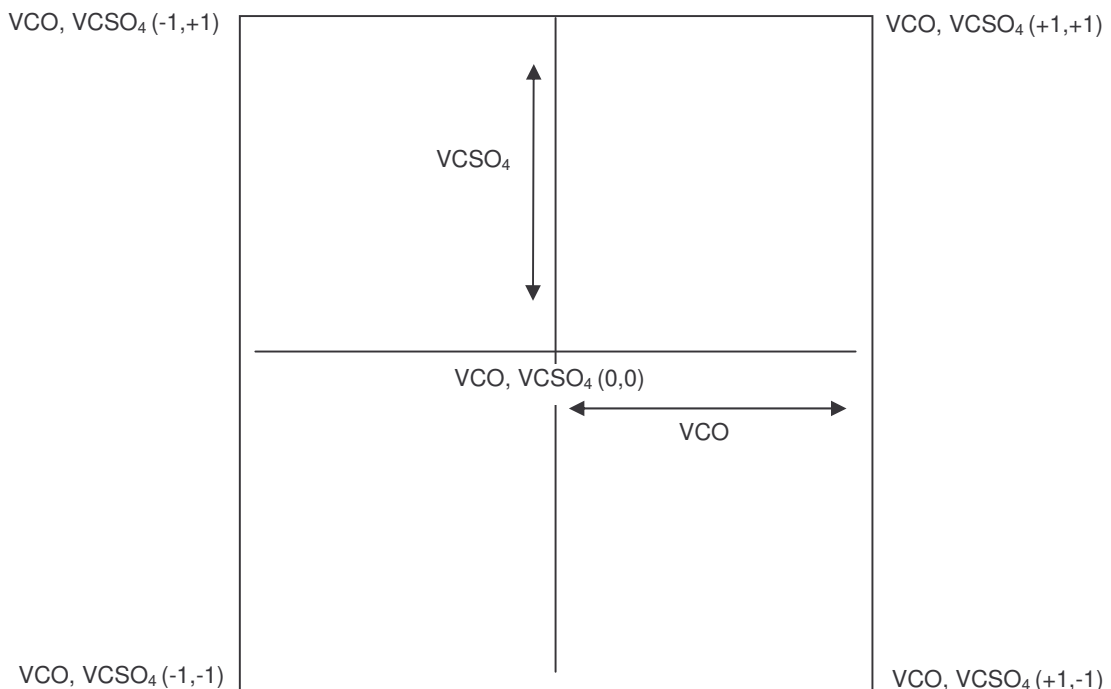


Figura 4. Disposición del montaje experimental

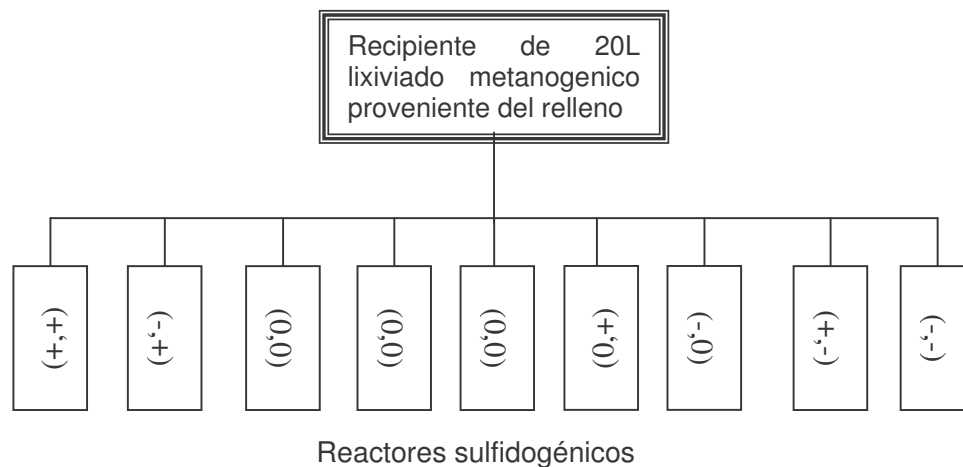


Tabla: 1 Condiciones de los reactores en base a la VCO y a la VCS, fase exploratoria.

EXPERIMENTOS (POEE)	NIVEL	VARIABLES USADAS EN EL ESTUDIO		VARIABLES USADAS EN EL ESTUDIO	
		Mililitro lixiviado	Gramo SO ₄ ²⁻	VCO g DQO/L /día)	VCS (g SO ₄ ²⁻ /L/día)
1	(0 , 0)	800	0,1	1,72	0,05
2	(0 , 0)	800	0,1	1,72	0,05
3	(0 , 0)	800	0,1	1,72	0,05
4	(+1,+1)	1200	0,15	2,57	0,08
5	(+1, - 1)	1200	0,05	2,57	0,03
6	(-1, +1)	400	0,15	0,86	0,08
7	(-1, - 1)	400	0,05	0,86	0,03
8	(0 , +1)	800	0,15	1,72	0,08
9	(0 , -1)	800	0,05	1,72	0,03
Factor de Paso		400	0,05	0,86	0,03

4.3.3. Fase máxima pendiente: Para este diseño experimental, se realizó una estimación estadística de la máxima pendiente en el anterior experimento (punto máximo de esa pendiente) la cual se utilizó como los puntos medios (0,0), (tabla No.2)

Tabla 2: Condiciones de los reactores en base a la VCO y a la VCS de la fase máxima pendiente

EXPERIMENTOS (POEE)	VARIABLES USADAS EN EL ESTUDIO	
	VCO (g DQO/ml /día)	VCS (g SO ₄ ²⁻ /L/día)
1	[VCO] 1	[VCS] 1
2	[VCO] 2	[VCS] 2
3	[VCO] 3	[VCS] 3
4	[VCO] 4	[VCS] 4
5	[VCO] 5	[VCS] 5
6	[VCO] 6	[VCS] 6
Factor de Paso	400	0,05

4.3.4 Fase optimo local. En esta fase, se partió del punto más alto presentado en la fase “de máxima pendiente” como puntos medio (Figura 5), las nuevas condiciones del experimento se presentan en la tabla No.3

Figura 5. Disposición del montaje experimental (diseño factorial 2²)

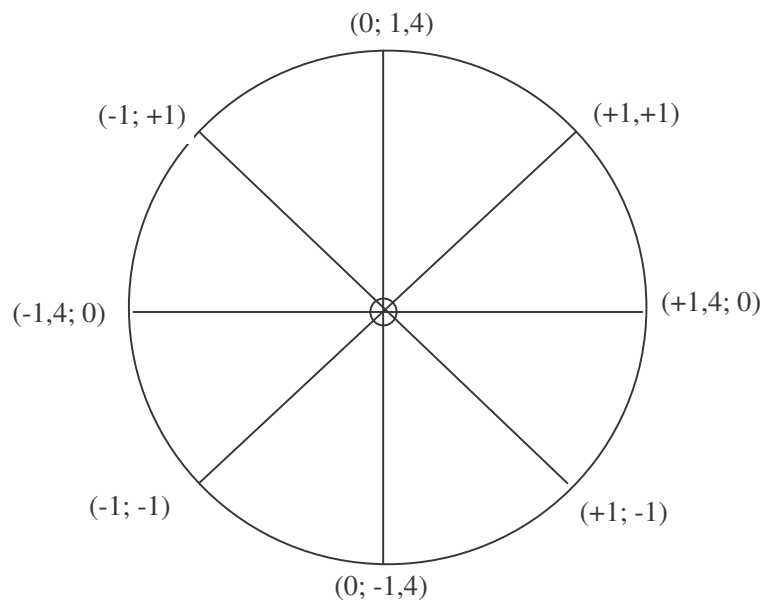


Tabla 3: Condiciones de los reactores en base a la VCO y a la VCS para localizar el óptimo local

EXPERIMENTOS (POEE)	NIVEL	VARIABLES USADAS EN EL ESTUDIO	
		VCO (g DQO/ml /día)	VCS (g SO ₄ ²⁻ /L/día)
1	(0 ,0)	[VCO] 1	[VCS] 1
1	(0 ,0)	[VCO] 1	[VCS] 1
1	(0 ,0)	[VCO] 1	[VCS] 1
2	(+1,4 ; 0)	[VCO] 2	[VCS] 2
3	(+1 ,+1)	[VCO] 3	[VCS] 3
4	(0 ; +1,4)	[VCO] 4	[VCS] 4
5	(-1, +1)	[VCO] 5	[VCS] 5
6	(- 1,4 ; 0)	[VCO] 6	[VCS] 6
7	(-1 , -1)	[VCO] 7	[VCS] 7
8	(0 ; -1,4)	[VCO] 8	[VCS] 8
9	(+1, -1)	[VCO] 9	[VCS] 9
Factor de Paso		400	0,05

4.4. MÉTODOS ANALÍTICOS.

En la primera fase del diseño (exploratoria) se realizaron parámetros de control en el influente y en el efluente de cada reactor. Se tomaron tres muestras de cada uno de ellos. Este proceso se realizó cada semana durante cinco semanas. El tiempo necesario para que haya pasado al menos un tiempo de retención hidráulico, siendo un total de 27 muestras por cada semana (105 total de muestras en la fase exploratoria).

Para el segundo diseño (máxima pendiente) se tomaron 3 muestras a los 7 reactores, (6 efluentes y un influente) durante dos tiempos de retención hidráulica del reactor mas lento, para un total de 21 muestras cada semana (42 muestras en total en la fase de máxima pendiente).

Para el diseño final (optimo local) se realizaron 3 muestras a los 9 reactores (mas dos replicas del punto medio); por lo tanto fueron 33 muestras esto se realizó cada dos días (tiempo de retención hidráulica para el reactor mas lento), (total de muestras en la fase de optimo local 99) para un total de 246 muestras en la fase completa de laboratorio. A cada muestra se les realizó los análisis fisicoquímicos descritos en la tabla No. 4 (APHA, AWWA y WPCF 1992).

Tabla 4. Métodos de análisis fisicoquímicos que se utilizarán en el desarrollo experimental

ANÁLISIS	MÉTODO
SO ₄	Túrbido métrico con BaCl ₂ (cloruro de Bario) (anexo A)
SST	Filtración, calentamiento A 103 °C (anexo B)
SSVT	Filtración, calentamiento 550°C (anexo B)
DQO	Espectrofotometrico reflujo cerrado (anexo C)
AGV	Destilación, Titulación NaOH (anexo D)

4.4. ANÁLISIS ESTADÍSTICOS.

Se estableció el diseño de experimentos de “Box-Behnken”(Box and Wilson 1951), este diseño permitió inspeccionar la respuesta para los factores de CVO y CVS, evaluando la sensibilidad de estos en el tratamiento, una vez que se identificó la región de respuesta óptima, se estableció un nuevo diseño para caracterizar la superficie de respuesta de acuerdo a Martínez (Briones y Martínez 1997); que afirma que el diseño ortogonal de la familia de cuadrados dobles, que resulta de variar las coordenadas del cuadrado inferior, es el diseño con menor sesgo con dos factores (Briones y Martínez 2002). En general, la superficie se aproxima por medio de una ecuación cuadrática para determinar la curvatura de la superficie (Gil 2005).

5. RESULTADOS Y DISCUSIÓN

5.1. ARRANQUE DEL REACTOR SULFIDOGENICO BAFLEADO

Esta fase se extendió durante 4 semanas, hasta que los reactores evidenciaron crecimiento microbiano, evidenciable en la disminución de la DQO y en la generación de sulfuro de hierro. El periodo de arranque utilizado es menor a los reportados para los reactores anaerobios, un periodo mínimo de 3 meses (Salazar Cano, 1999).

5.2. FASE EXPLORATORIA

En la tabla 5 y en la figura 6 se presentan los promedios, mínimos y máximos de la eficiencia en la remoción de la materia orgánica obtenidas durante los experimentos de la fase exploratoria, evaluados empleando un análisis de varianza. En ellos se puede observar que la mayor eficiencia en la remoción de la materia orgánica se alcanza en el experimento POEE 9 a una VCO de 1,72 g/DQO/L/día y de 0,08g/L/día.

Tabla 5. Fase exploratoria. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica

Experimento POEE	VCO g/L/día	VCS g/L/día	Remoción DQO		
			Promedio	Mínimo	Máximo
1	0,43	0,03	0,27	0,24	0,28
2	0,43	0,05	0,40	0,39	0,41
3	0,43	0,08	0,37	0,36	0,39
4	0,86	0,05	0,41	0,41	0,42
5	0,86	0,05	0,42	0,42	0,42
6	0,86	0,05	0,41	0,41	0,42
7	1,72	0,03	0,37	0,36	0,38
8	1,72	0,05	0,42	0,41	0,43
9	1,72	0,08	0,49	0,45	0,55

Figura 6. Eficiencias en la remoción de carga orgánica (gDQO/l.día) (fase exploratoria)

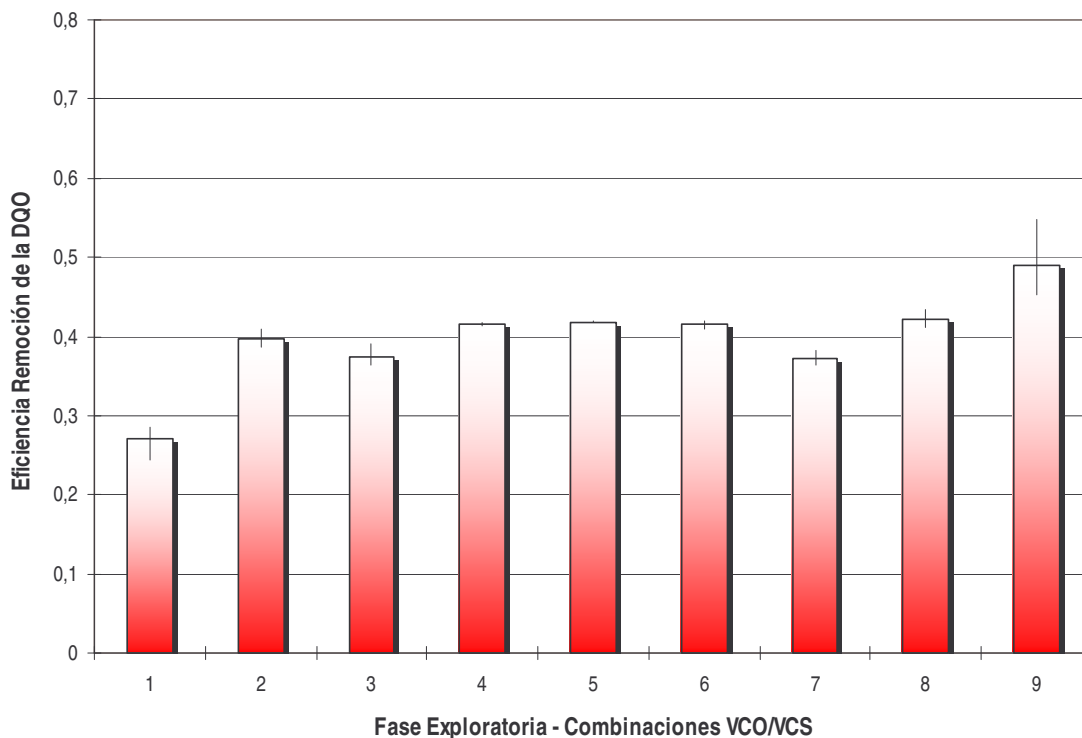


Tabla 6. Análisis de varianza – Fase exploratoria. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica

Fuente	Suma de cuadrados	Df	Cuadrados medios	Relación F	Valor P
A:VCO	92,8267	1	92,8267	12,15	0,0399
B:VCS	120,341	1	120,341	15,75	0,0286
AA	0,292053	1	0,292053	0,04	0,8575
AB	0,3136	1	0,3136	0,04	0,8524
BB	15,5041	1	15,5041	2,03	0,2496
Total error	22,9285	3	7,64283		
Total (corr.)	267,223	8			

R² = 91,4197 %

El análisis de varianza muestra tres efectos con $P > 0.05$, El modelo matemático de la ecuación fue simplificado al remover la interacción AA, AB y BB con $P = 0.8575$, 0.8524 y $0,2496$ respectivamente. A continuación se presenta la ecuación de primer orden estimada:

$$\text{Eficiencia en la Remoción de la Materia Orgánica} = 47,0389 + 3,93333 \cdot \text{VCO} + 5,485 \cdot \text{VCS}$$

Los coeficientes positivos de la ecuación indican que a medida que incrementa la VCO y la VCS incrementa la eficiencia en la remoción de la materia orgánica. En la figura 8 se muestra la grafica para la ecuación de primer orden estimada, los valores del contorno ascienden conforme aumentan la VCO y la VCS. Las curvas de nivel indican que existe una combinación de factores para maximizar la eficiencia en la remoción de la materia orgánica, cuyo punto máximo aun no ha sido determinado.

En el diagrama de efectos principales (figura 7 y 8) se observa que la remoción de la materia orgánica es directamente proporcional tanto a la VCO, como a la VCS, ya que a “medida que aumenta la escala del factor incrementa el valor en la variable de respuesta” (Barber y Stuckey 2003).

Figura. 7 Efectos Principales (fase exploratoria)

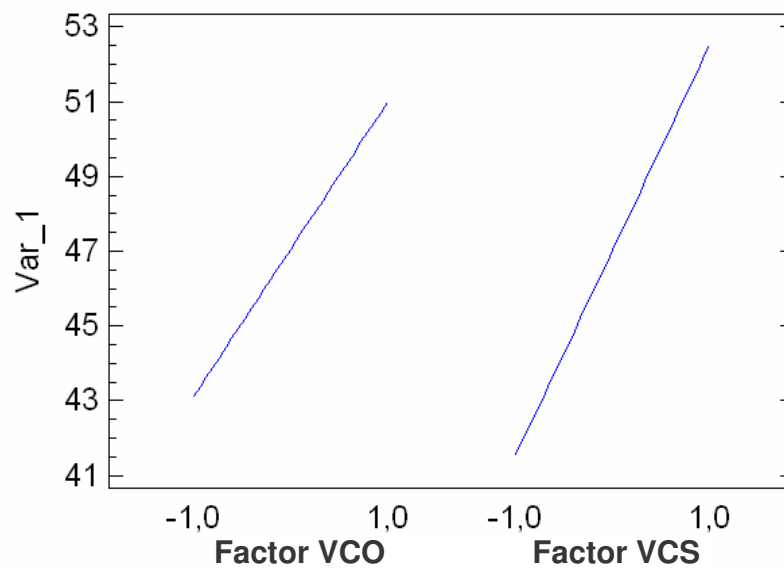
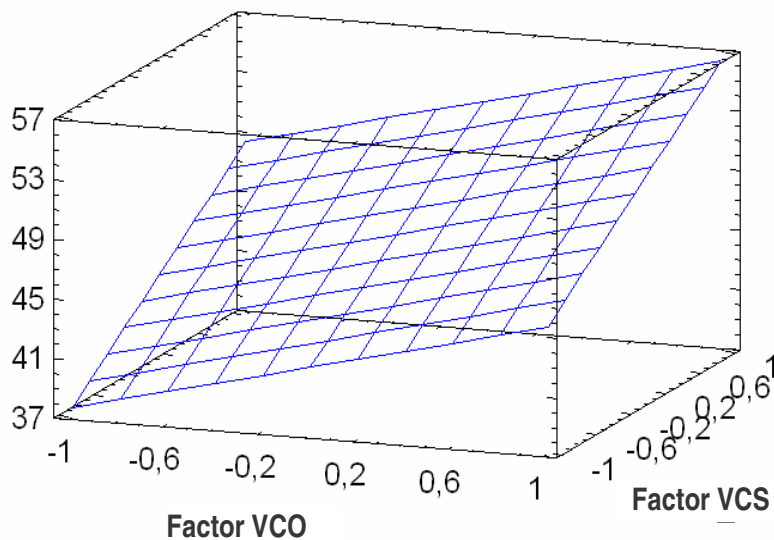


Figura 8: Superficie de Respuestas (fase exploratoria)



5.3. FASE MÁXIMA PENDIENTE

A partir de la anterior ecuación lineal se determinaron los POEE para el diseño de la fase de máxima pendiente los cuales se observan en la tabla 7. El análisis de varianza demostró que existe diferencia significativa entre el PPEE 4 y los demás PPEE evaluados. Este punto corresponde a una concentración de 3,58 g DQO/ml /día con 0,09 g SO_4^{2-} /L/día, (Tabla 7) en el cual se alcanzó un porcentaje de remoción de materia orgánica (Anexo F) del 66% siendo este el porcentaje de remoción de materia orgánica más alto, tal como se observa en la figura 9:

Tabla 7. Fase máxima pendiente. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica

Experimento POEE	VCO g/L/día	VCS g/L/día	Remoción DQO		
			Promedio	Mínimo	Máximo
1	0,99	0,05	0,49	0,47	0,50
2	1,23	0,07	0,54	0,53	0,55
3	1,93	0,08	0,59	0,57	0,61
4	3,58	0,09	0,66	0,63	0,69
5	4,84	0,10	0,59	0,56	0,62
6	5,19	0,12	0,54	0,53	0,54

Tabla 8. Análisis de varianza – Fase máxima pendiente. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica

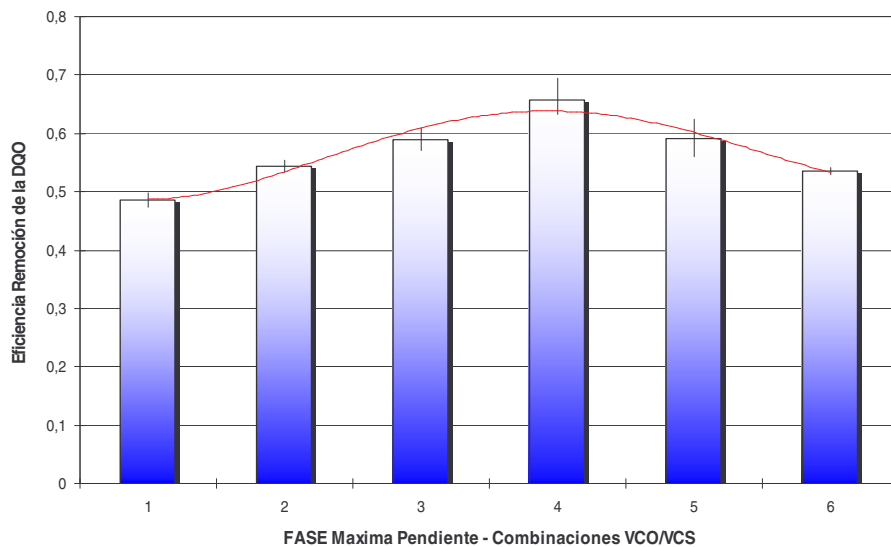
Fuente	Suma de cuadrados	Df	Cuadrados medios	Relación F	Valor P
Model	0,0153837	2	0,00769186	11,15	0,0408
Residual	0,00207001	3	0,000690004		
Total (Corr.)	0,0174537	5			R ² = 88,14 %

El análisis de varianza de la fase de máxima pendiente muestra que hay una relación significativa estadísticamente (95%) entre la eficiencia en la remoción de la materia orgánica y los experimentos. Esta relación es descrita por la ecuación polinómica:

$$\text{Remoción de Materia Orgánica} = 0,351552 + 0,140648 * E - 0,0182289 * E^2$$

En la figura 9 se observa como la eficiencia en la remoción de la materia orgánica se incrementa hasta el experimento 4, a partir del cual la eficiencia comienza a disminuir. La prueba Tukey de grupos homogéneos mostró que este punto difiere significativamente del grupo de medias homogéneas de los experimentos 1, 2, 3, 5 y 6. Por lo tanto este punto fue escogido como el punto central en la fase de determinación del óptimo local.

Figura 9: Porcentaje de Remoción de Carga Orgánica Reflejada en la DQO (fase máxima pendiente)



5.4. FASE ÓPTIMO LOCAL

Una vez alcanzado el punto más alto en la curva de máxima pendiente, este fue utilizado como el punto central de un diseño ortogonal. (Tabla 9). Con los intervalos de VCO y VCS calculados se procedió a evaluar la eficiencia en la remoción de la materia orgánica para cada POEE. Los resultados promedios, los mínimos y los máximos finales se muestran en la tabla 9 y en la figura 10.

Tabla 9. Fase optimo local. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica

Experimento POEE	VCO g/L/día	VCS g/L/día	Remoción DQO		
			Promedio	Mínimo	Máximo
1	3,57	0,09	0,66	0,63	0,69
2	6,84	0,09	0,55	0,55	0,55
3	5,90	0,12	0,54	0,53	0,55
4	3,57	0,13	0,54	0,53	0,54
5	1,23	0,12	0,55	0,54	0,55
6	0,30	0,09	0,54	0,54	0,55
7	1,23	0,07	0,54	0,52	0,57
8	3,57	0,06	0,54	0,53	0,55
9	5,90	0,07	0,55	0,54	0,56

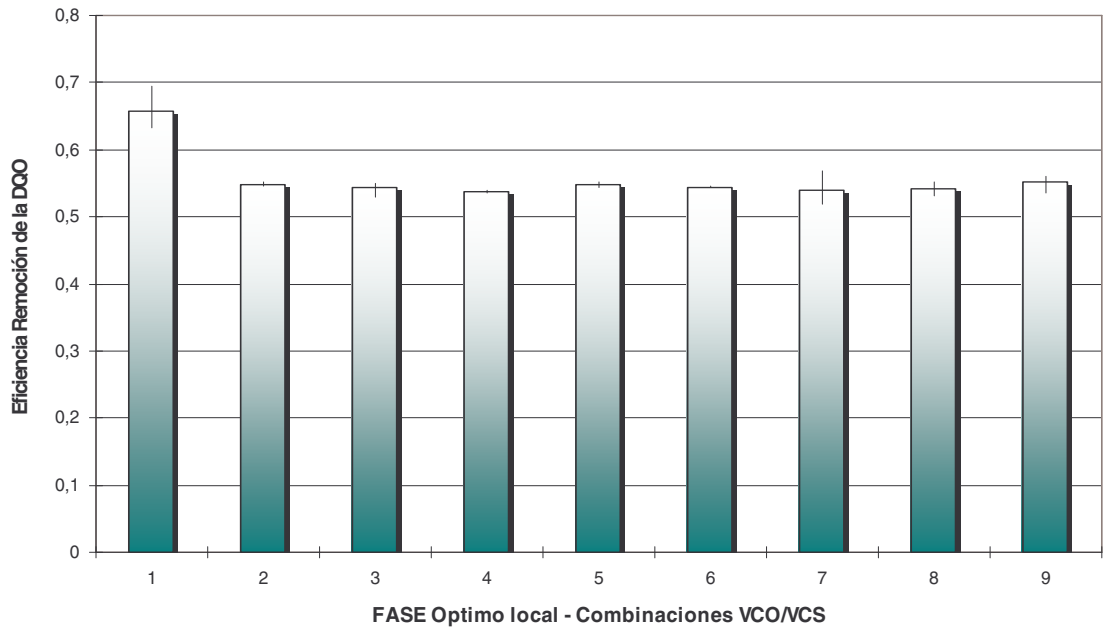
Tabla 10. Análisis de varianza – Fase exploratoria. Influencia de la VCO y de la VCS sobre la remoción de la materia orgánica

Fuente	Suma de cuadrados	Df	Cuadrados medios	Relación F	Valor P
A:VCO	8,3747E-7	1	8,3747E-7	0,03	0,8653
B:VCS	0,0000121608	1	0,0000121608	0,50	0,5323
AA	0,00863259	1	0,00863259	351,26	0,0003
AB	0,0000168124	1	0,0000168124	0,68	0,4687
BB	0,00962801	1	0,00962801	392,10	0,0003
Total error	0,0000736649	3	0,000024555		
Total (corr.)	0,0113346	8			

R² = 99,3501 %

El análisis de varianza muestra tres efectos con $P > 0.05$, El modelo matemático de la ecuación fue simplificado al remover la interacción A, B y AB con $P = 0,8653$, $0,5323$ y $0,4687$ respectivamente. Los efectos AA y BB tienen una $P < 0.01$, pudiéndose considerar altamente significativos.

Figura 10. Eficiencia de remoción de carga orgánica reflejada en la DQO (fase óptima local)

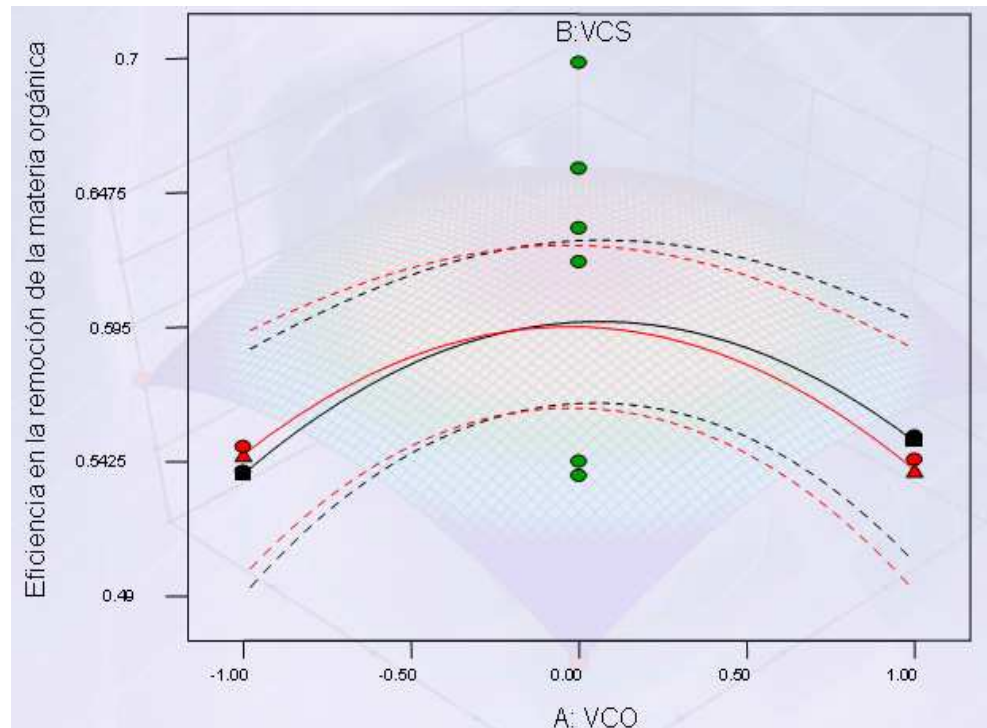


A continuación se presenta la ecuación de primer orden estimado y una correlación ajustada de 77,1192%

$$\text{Remoción de la materia orgánica} = 0,656691 - 0,0551065 \cdot \text{VCO}^2 - 0,058197 \cdot \text{VCS}^2$$

En el diagrama de efectos principales (figura 11) se observa que el efecto es cuadrático con un punto máximo de remoción de materia orgánica tanto para la VCO como para la VCS.

Figura 11: Efectos Principales – interacción (fase óptimo local)



Los resultados obtenidos en el análisis de efectos principales nos muestran que las variables responsables de la respuesta en la disminución de materia orgánica son la VCO y VCS de manera independiente y de una manera cuadrática, por lo que se calculo un punto óptimo que fue para una concentración de 3,57 gDQO/L/día y 0,09 g SO_4^{2-} /L/día, encontrado en la fase de máxima pendiente y ratificado en la fase optimo local (figura 12 y 13), donde se observa el punto en el que el reactor alcanza su mejor desempeño, reflejado en el porcentaje de la remoción de materia orgánica (65%) (Anexo G).

Figura 12: Superficie de Respuestas -3D (fase óptimo local)

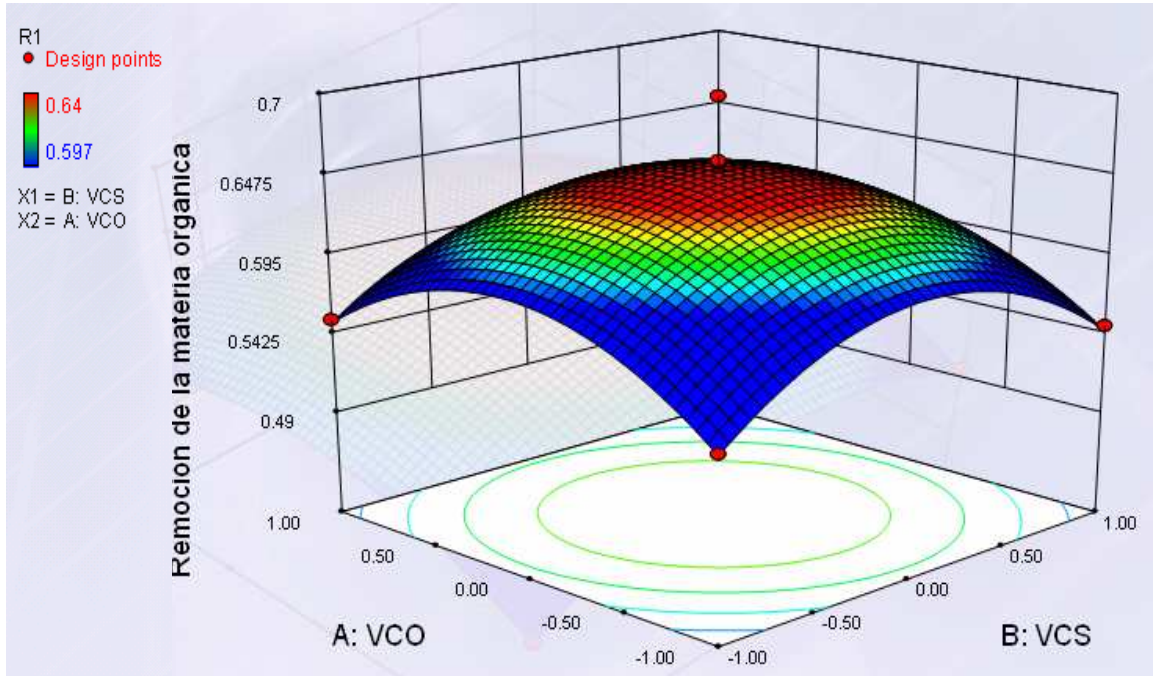


Figura 13: Contornos de la superficie de respuesta (fase óptimo local)

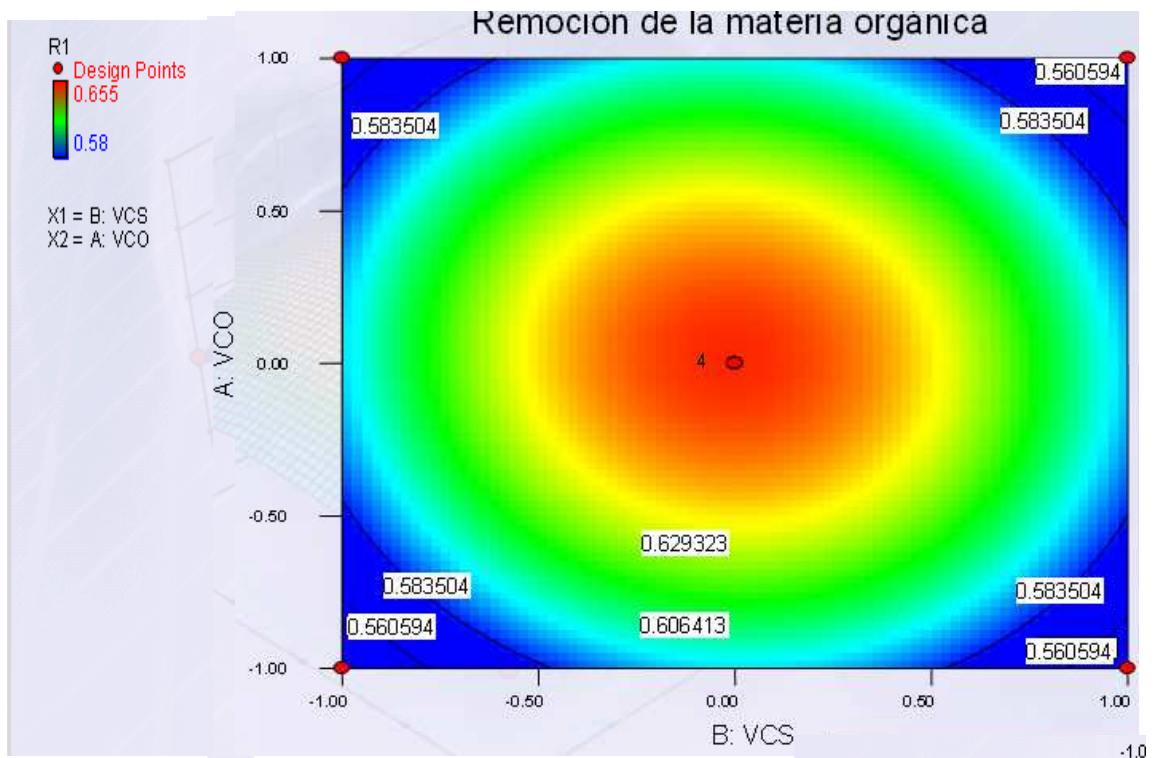


Tabla 11: Parámetros operaciones en POEE evaluados

Experimento POEE	VCO mg/L/día	VCS mg/L/día	DQO/Sulfato		TRH días	u 1/día	Remoción DQO %
			g/g	mol/mol			
1	3567	180	40	13	0,73	1,38	0,65
2	6839	180	76	25	1,39	0,72	0,55
3	5904	230	51	17	1,20	0,83	0,54
4	3567	250	29	10	0,73	1,38	0,54
5	1230	230	11	4	0,25	4,00	0,55
6	295	180	3	1	0,06	16,67	0,54
7	1230	130	19	6	0,25	4,00	0,54
8	3567	110	65	22	0,73	1,38	0,54
9	5904	130	91	30	1,20	0,83	0,55

Para la variable de la VCO se puede explicar este comportamiento ya que, “las bacterias del reactor consumen (degradan) la materia orgánica presente en el mismo” (Saval y Villa 1999), (Perez *et al.* 2002), (Garrido *et al.* 2000), (Sanz 2004); al incrementar la VCO el tiempo de RTH disminuye, por lo que se genera una corriente mas fuerte dentro del reactor que al alcanzar el punto máximo, esta corriente comienza a realizar el “fenómeno de lavado” (Hockenhull 1959), (Atkinson 1986), (Scragg 1997), (Doran 1998), (Yaxcelys *et al.* 2003); con las bacterias, por lo cual disminuye gradualmente la remoción de materia orgánica, (al ser eliminadas las bacterias) hasta que el reactor colapsa.

De las investigaciones y modelos matemáticos de degradación anaerobia sulfidogénica revisados, ninguno opera, las variables de VCO y VCS al mismo tiempo si no como independientes, lo que hizo difícil comparar los resultados. Además, no existen otras investigaciones en las que se adicione sulfato a voluntad, con el único objetivo de seleccionar una comunidad microbiana sulfidogénica de rápido crecimiento, capaz de eliminar la mayor cantidad de materia orgánica posible.

Los reactores sulfidogénicos dependen de algunos factores: la relación DQO/SO_4^{2-} , el tipo de lodo inoculo, la retención de los lodos, la inhibición por H_2S , el pH y la limitación por nutrientes (Kalyuzhnyi *et al.*, 1998; Vavilin *et al.*, 2000). De los factores considerados la relación DQO/SO_4^{2-} es determinante de la actividad biológica del reactor, y de ella depende la concentración de sulfuros y el pH. Existe un valor para esta relación determinado experimental y teóricamente empleando modelos matemáticos, que puede ser utilizado como criterio para predecir cuando la digestión anaerobia de aguas de desecho ricas en sulfato se llevara a cabo exitosamente. Cuando la relación $DQO/SO_4^{2-} > 10$, las concentraciones de H_2S libre no excederán el valor critico de 150mg/l, y se obtendrá siempre una degradación anaerobia estable. Por el contrario, un descenso de la relación DQO/SO_4^{2-} por

debajo de 10 pueden conducir a una caída sustancial de la eficiencia del tratamiento, debido a inhibición severa por concentraciones elevadas de H₂S libre (Kalyuzhnyi et al., 1998).

Sin embargo debe también considerarse el efecto del sulfato sobre el crecimiento, y en consecuencia la competencia entre las bacterias. En presencia del sulfato (concentraciones bajas) las bacterias acidogénicas, acetogénicas (BA) y metanogénicas (PM) compiten con las bacterias sulfato reductoras (BSR) por los sustratos orgánicos disponibles, especialmente por los compuestos intermedios más comunes en la digestión anaeróbica, tales como acetato, hidrógeno y ácidos grasos volátiles (AGV) de cadena corta como propionato y butirato (Goncalvez *et al.*, 2005)

Aunque muchos factores interfieren con la competición entre las BRS y las arqueas metanogénicas, la predominancia de las SRB dependen principalmente de la concentración de sulfato en el influente (>200 mg/L) y/o de la relación DQO/sulfato (<0,67) (Omil et al., 1998). Sin embargo existen reportes que demuestran que las SRB pueden actuar a concentraciones superiores a los 200 mg/L y a relaciones DQO/sulfato más altas que las antes descritas. Aunque esto es probable si se utilizan sustratos complejos, en donde no toda la materia orgánica esta disponible. En estos casos la relación DQO/sulfato no es en realidad la calculada a partir de las velocidades de carga, sino mas baja y en consecuencia favoreciendo la formación del lodo anaerobio sulfidogénico (Goncalves et al., 2005).

Lo anterior explica por que en el reactor en el POEE en una relación DQO/sulfato > 40 (Tabla 11), los porcentajes de remoción fueron menores, ya que existe competencia entre estas bacterias y ninguna alcanza las condiciones optimas. Cuando este sulfato aumenta sin ser excesivo, las condiciones del ambiente anaerobio son mas favorables para las BRS, permitiendo que estas alcancen su rendimiento máximo de remoción de carga orgánica, pero en el momento en que el sulfato incrementa de manera exagerada este produce muchos sulfuros, provocando la inhibición del crecimiento bacteriano y la reducción en la remoción de la materia orgánica, tal como se observa en la figura 11.

5.5. EVALUACIÓN DEL DISEÑO Y DE LOS PARAMETROS DE OPERACIÓN

Un RAB es un reactor de alto desempeño que contiene entre tres y ocho compartimentos en los cuales el flujo del líquido alternativamente sube y baja entre las particiones de los compartimentos. Una de las ventajas del diseño de un RAB es el potencial para la separación espacial de las poblaciones acidogénicas y metanogénicas en los compartimentos de los reactores. Esta característica de diseño permite la separación de las poblaciones anaerobias más sensibles, tales como los metanogenos, de la parte frontal del reactor, donde la exposición a condiciones de crecimiento toxicas o desfavorables pueda ocurrir. El uso de

técnicas moleculares basadas en el rRNA muestran claramente la diversidad bacteriana y arqueana existente al interior de este tipo de reactores, que esta asociada con la actividad biológica específica de cada compartimento (Plumb et al., 2001).

En un RAB el TRH es mas corto que el tiempo de retención de los sólidos, en consecuencia es más pequeño que los digestores anaerobios convencionales. No contiene ninguna parte mecánica, y no requiere sistemas especiales de separación de gas o sólidos y puede ser corrido durante largos periodos de tiempo sin remoción de los lodos. Además puede ser operado fácilmente sin requerir personal entrenado. Las bacterias suavemente ascienden y se asientan como resultado de las características del flujo y de la producción de gas, pero se mueven a lo largo del reactor a una baja velocidad (Dama et al., 2000)

Los RAB han demostrado una alta eficiencia a altas VCO, aun en condiciones extremas ambientales y en presencia de compuestos inhibitorios (Wang et al., 2004), y ser tan eficaces como los reactores UASB. Los reactores RAB y UASB fueron comparados en el tratamiento de aguas de desecho no acidicas. Ambos fueron operados con aguas de desecho sintéticas a una VCO de 12 a 15 Kg/m³/día con eficiencias en la remoción de la DQO del 80 al 90%, sin embargo, la granulación de la biomasa se alcanzo en menor tiempo en los reactores RAB (Mrafkova et al., 2000). Este último dato podría explicar los cortos periodos de arranque necesarios en los reactores RASB, que no sobrepasaron 4 semanas, habiéndose alcanzado el estado estacionario en la segunda semana.

En los siguientes párrafos se compara el tratamiento de aguas residuales de diferentes tipos por reactores RAB, con el tratamiento de lixiviados del RSA por el RASB. El porcentaje optimo de remoción alcanzado por el reactor RASB de esta investigación (66%) es comparable al alcanzado por RAB empleados en el tratamiento de aguas residuales de pequeñas comunidades (58-72%), teniendo que estas ultimas son fáciles de degradar y no contienen materia orgánica refractaria.

En otra investigación se evaluó el comportamiento de un RAB en el tratamiento de aguas industriales resultantes de desechos de almidón de trigo. Un RAB de cinco compartimentos (13,5L) fue operado a un TRH de 72 horas (35°C), a una VCO de 1,2 KgDQO/m³/día mostrando una eficiencia en la remoción de la DQO del 61%. El mejor desempeño del reactor se alcanzo a una VCO de 2,5 KgDQO/m³/día (TRH de 2,45 días) con una remoción de la DQO del 67%. (Movahedian et al., 2007). En este caso, el RASB mostro un desempeño similar, pero a VCOs (3,57 KgDQO/m³/día) mayores y TRHs mucho menores (0,7 días).

Uno de los parámetros operacionales críticos que fue evaluado durante el desarrollo de este proyecto fue la VCS (Tabla 11). En el grafico de efectos principales (Figura 11) es posible observar que existe una VCS específica a la cual

el reactor alcanza la máxima eficiencia en la remoción de la materia orgánica. Tradicionalmente se evalúa el efecto del sulfato en un ecosistema anaerobio empleando la relación DQO/Sulfato, considerando que existe una competencia entre las arqueas metanogénicas y las BRS.

En un estudio en reactores UASB sobre la competencia entre arqueas metanogénicas acetoclasticas y BRS se determinó que un factor clave en determinar quien usaría el acetato, fue la relación DQO/Sulfato. En exceso de sulfato (DQO/Sulfato < 0,67), las BRS superaron a las arqueas metanogénicas después de una prolongada operación del reactor: después de 250 días en un reactor alimentado con una mezcla de AGVs y 400 días en uno alimentado solo con acetato. La cantidad de acetato usado por las BRS desde el 50% hasta el 90% (Omil et al., 1998).

La relación DQO/Sulfato óptima determinada en esta investigación fue de 40, y la menor utilizada evaluada fue de 3 (gr DQO 50%), que en consideración a lo anterior nos permite afirmar que aunque este se considere un reactor sulfidogénico, las BRS no han superado a las arqueas metanogénicas. Sin embargo, considerando la alimentación secuencial de un reactor RAB, y en consecuencia la generación de flujo pistón, la relación DQO/Sulfato en el primer compartimento es tres veces menor a la calculada para el reactor. Además la relación DQO/Sulfato se calcula para DQO soluble o rápidamente asimilable, y en este caso fracciones de materia orgánica del lixiviado son refractarias, y las relaciones DQO/Sulfato estimadas mayores a las reales. En consecuencia las BRS deben predominar en el primer compartimento a relaciones DQO/Sulfato óptimas, es decir menores a 0,67, y estar ausentes en los compartimentos finales.

Si se evalúa la relación DQO/Sulfato con la relación DQO/AGV es posible observar que esta disminuye a relaciones DQO/sulfato mayores a 80. Una relación DQO/AGV mas baja puede explicarse por una mayor acumulación de ácido acético, sobre otras especies de ácidos orgánicos, en presencia de bacterias metanogénicas que prefieren consumir ácidos orgánicos de mayor peso molecular. El ácido acético también resultó ser el metabolito intermedio principal en la degradación acidogénica de glucosa por un reactor anaerobio bafleado metanogénico, decreciendo su concentración a lo largo del reactor (Wang et al., 2004).

5.6. EVALUACIÓN DEL DESEMPEÑO DEL RASB EN COMPARACION CON OTROS REACTORES EMPLEADOS EN EL TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LIXIVIADOS.

Los resultados obtenidos por esta investigación son comparables en diferentes aspectos a los obtenidos en el tratamiento anaerobio de lixiviados de rellenos sanitarios, empleando otros diseños de reactores. El reactor RASB de esta investigación alcanzó eficiencias en la remoción de la materia orgánica del 65%,

con TRH de 0,73 días. Un reactor UASB metanogénico empleado en el tratamiento de los lixiviados del RS de Asturias alcanzo una eficiencia en la remoción de la DQO del 88% y un TRH de 2-4 días, adicionando fosfato como nutriente, y con una fracción refractaria a la biodegradación del 70% (Berrueta and Castrillon, 2007). Otra evaluación de un reactor UASB piloto empelado en el tratamiento de lixiviados de un relleno sanitario alcanzo eficiencias en la remoción de la DQO del 70% después de un arranque en el que la alimentación con materia fácilmente degradable fue reemplazada paulatinamente con lixiviado. Los ensayos de biodegradabilidad de este lixiviado indican que el 40-50% de la DQO del lixiviado es biodegradable. Considerando solo la materia biodegradable la remoción mas alta de DQO fue del 90 al 100% (Berrueta et al., 1999)

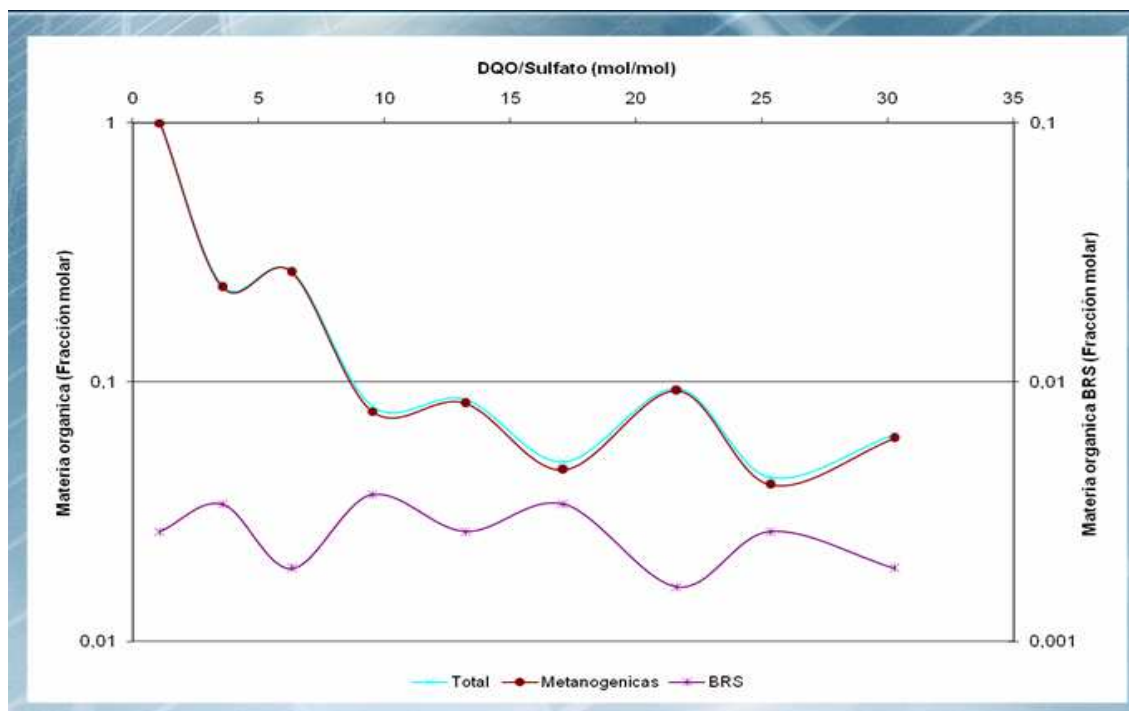
En el caso de esta investigación se alcanzo una eficiencia en la remoción menor, pero a TRH casi tres veces menores a los reportados previamente. Además un reactor UASB posee un diseño mucho más complejo y en este caso particular se adiciono fosfato como nutriente, un compuesto de baja concentración en el lixiviado y limitante del crecimiento. Así que es bastante probable que la adición de este compuesto permita alcanzar remociones mucho mayores en el reactor RASB propuesto. Por otra parte se desconoce la fracción refractaria del lixiviado del RSA.

Considerando la estequiometria de la reacción (2 g de DQO para reducir 1 g de sulfato (Isa et al., 1986) y la VCS es fácil determinar que las BRS son responsables directas de la eliminación de una cantidad mínima de materia orgánica. En un experimento de tratamiento anaerobio batch de lixiviados (1100-8200 mg DQO/L) con alto contenido de ácidos grasos volátiles se detecto un comportamiento similar. Con eficiencias en la remoción de la materia orgánica del 80%, las bacterias sulfidogénicas fueron responsables del 40-50%. Sin embargo después de varias semanas con incrementos en la carga de DQO, la remoción de la DQO alcanzada por las BRS fue del 4-8%, mientras el 40-70% fue alcanzado por la arquea metanogénicas. (figura 14) En cualquiera de las dos etapas, los AGVs menos el acido acético fueron rápidamente degradados (Erdirencelebi et al., 2007). Sin embargo otras investigaciones muestran que las BRS son responsables absolutas de la eliminación de la materia orgánica, siendo parte de esta de origen particulado. Este es el caso de un reactor RSBR alimentado con aguas de desecho municipales a una VCO de 0,5 Kg/m³/día, una relación DQO/sulfato de 1, un TRH de 48 horas y una DQO en el influente de 1000 mgDQO/L (Enongene, 2003).

La acumulación de acido acético al interior de reactores anaerobios empleados en el tratamiento de lixiviados puede explicarse por la cinética de degradación de los ácidos grasos. En un reactor de 7 compartimentos de este tipo se demostró que cada uno de estos posee un modelo de degradación distinto: la remoción del acetato y del n-butirato se ajusta a la ecuación Michaelis-Menten, y la remoción del propionato a una ecuación de primer orden. En este y en otros reactores

también se ha demostrado que bajo condiciones de alimentación secuencial no se lleva a cabo la B-oxidación del butirato, sino que el butirato parece ser decarboxilado anaeróbicamente, y el piruvato producido inmediatamente consumido. En consecuencia, considerando que la degradación del butirato produce, usando el propionato como intermediario, una mol de acetato por cada mol de butirato removido (Gourdon et al., 2004).

Figura 14: Estequiometria del RASB



En el RASB esta acumulación de ácido acético es evidenciable en la relación DQO/AGV del efluente que coincide con la de un efluente con un contenido mayoritario en ácido acético. Aun las BRS tienen preferencia por el ácido butírico y el propiónico, más que por el ácido acético. Además considerando la alimentación secuencial del sulfato en este reactor baffleado las condiciones sulfidogénicas solo debieron haber prevalecido en los primeros compartimentos.

Finalmente, otra investigación había evaluado el desempeño de un reactor sulfidogénico en el tratamiento de lixiviados del RSA. Un reactor sulfidogénico de lecho fijo fue operado a una VCO aproximada de 1g/L.día fue capaz de remover el 50% de la materia orgánica presente como DQO en el lixiviado del RSA, proveniente de la segunda piscina de lixiviados de la PTLRSA; siendo superados los resultados en esta investigación ya que se alcanzó a remover 65% de la materia orgánica presente como DQO en el mismo lixiviado (segunda piscina) pero a una VCO tres veces superior (3,57 g/l.día) (Burbano, 2002).

6. CONCLUSIONES

Las variables mas influyentes en la remoción de carga orgánica fueron la VCO y la VCS, teniendo un comportamiento cuadrático, por lo que se observa que el crecimiento bacteriano es ascendente, posteriormente optimo (estable) y finalmente decreciente.

Se encontró que los valores de VCO y VCS que maximizan la remoción de materia orgánica son 3,57gDQO/L/día y 0,09 g SO₄²⁻/L/día. respectivamente, con los cuales se alcanza una remoción de materia orgánica del 65%, y corresponde a la cima de la superficie de respuesta descrita por el modelo matemático estimado.

Las bacterias del reactor degradan la materia orgánica presente en el mismo, alcanzando un punto máximo de remoción. Al incrementar la VCO, el tiempo de RTH disminuye, por lo que se genera una corriente mas fuerte dentro del reactor, provocando un barrido de las bacterias, y consecuentemente disminuye gradualmente la remoción de materia orgánica, hasta que el reactor colapsa.

La relación DQO/Sulfato optima determinada en esta investigación fue de 40, que considerando la determinada por Omil et al. (2000) de 0,67 dista excesivamente. Sin embargo esta diferencia puede explicarse por la alimentación secuencial del flujo RASB, y en consecuencia la generación de flujo pistón. Esta relación calculada para el primer compartimento es tres veces menor a la calculada para el reactor y considerando la naturaleza refractaria de fracciones de la materia orgánica del lixiviado cercana a 10, favoreciendo la actividad sulfidogénica en el primer compartimento.

7. RECOMENDACIONES

- ❖ Es conveniente realizar una investigación donde se evalué la influencia de micronutrientes y factores de crecimiento en el reactor RASB. En esta investigación solo se evaluó el efecto de la VCO, actuando la materia orgánica como el donador de electrones, y de la VCS, actuando el sulfato como aceptor de electrones.
- ❖ Una comprensión adecuada de la ecología de un reactor RASB podría lograrse en un estudio similar en donde se evalué el comportamiento de los factores fisicoquímicos al interior de cada compartimiento y la distribución espacial de las poblaciones microbianas.
- ❖ Realizar una evaluación a escala piloto del reactor diseñado y de los puntos óptimos encontrados; existe un estudio preliminar a escala piloto de este reactor desarrollado por el grupo CEPA, en el cual se podría operar al reactor con dichos puntos.
- ❖ Este estudio a escala piloto y la actual investigación serán útiles en el diseño y operación de un reactor de este tipo a escala real, que ha sido contemplado como una alternativa por EMAS para las modificaciones de la actual planta.

BIBLIOGRAFÍA

APHA, AWWA y WPCF. 1992. American Public Health Association, American Water Work Association y Water Pollution Control Federation. Metodos normalizados para analisis de aguas residuales y potables. Madrid. España.

ATKINSON, B. 1986. Reactores Bioquímicos. Reverté. Barcelona.

BAPTISTA, C. 2006. Modelos hidrológicos y biodegradación en rellenos sanitarios. [En línea]. Instituto de investigaciones tecnológicas de Sao Paulo. [Fecha de consulta 12 de agosto del 2006]. Disponible en Internet <<http://www.infonet.rellenosanitario.com>

BARBER, P. and Stuckey C. 2003. Effect of Sulfate Reduction on Chemical Oxygen Demand Removal in an Anaerobic Baffled Reactor. Water Environment Research. ProQuest Agriculture journals sep/oct 2003

BATSTONE, D. 1999. High rate anaerobic treatment of complex wastewater. Thesis Doctor of Phylosophy (Chemical Engineer). Department of Chemical Engineering. The University of Queensland. Queensland.

BERRUETA, José; Gutiérrez, Antonio; and Fueyo, Gema. 1999. Anaerobic Treatment of Leachates in a Pilot-Scale UASB: Strategy of Start-up. Journal of Chemical Technology & Biotechnology. Volume 67, Issue 3 , Pages 302 – 314.

BERRUETA, Jose and Castrillon, Leonor. 2007. Anaerobic treatment of leachates in UASB reactors. Journal of Chemical Technology & Biotechnology. Volume 54, Issue 1 , Pages 33 - 37

BOX, G. and Wilson K. 1951. On the experimental attainment of optimum conditions. Journal of the Royal statistical society. Vol.13 No.1. 1-45 pp.

BRAY, G. & White, K.1958. Cinética y termodinámica en bioquímica. Zaragoza: Acribia.

BRIONES, E. & MARTÍNEZ, G. 1997. Criterio del sesgo de los estimadores de una superficie de respuesta para comparar diseños experimentales. V Meeting of the Internacional Biometric Society Network for Central America. The Caribbean. México.

BRIONES, E. & MARTÍNEZ, G. 2002. Eficiencia de algunos Diseños Experimentales en la estimación de una superficie de respuesta. *Agrociencia*. Vol. 36, No. 002. Texcoco- México. 12-17 pp.

BURBANO, O. 2002. Tratamiento biológico de lixiviados del Relleno Sanitario Antanas por filtros anaerobios. Tesis de Grado para optar título de Biólogo. Departamento de Biología. Universidad de Nariño. Pasto. Nariño.

CASTILLO, A. & Martinez, G. 2005. Estudio de la hidrólisis enzimática en la fracción orgánica de residuos sólidos urbanos mediante la digestión anaerobia. Tesis de Grado para optar título de Ingeniero Químico. Universidad Industrial de Santander. Bucaramanga. Colombia.

CORUÑA, A. 2001. Gestión integral de residuos sólidos. Tratamiento de residuos sólidos urbanos. Editorial Mc Graw-Hill. Madrid. España. 58 p.

CUSTODIO, E. y LLAMAS, R. 1983. "Hidrología Subterránea". Ed. Omega. Vol. 2. 23-59 pp.

DAMA, P.; Bell, J.; Brouckaert, C.J.; Buckley, C.A. and Stuckey, D.C. Computational fluid dynamics: Application to the design of the anaerobic baffled reactor. 2000. Presented at the WISA 2000 Biennial Conference, Sun City, South Africa, 28 May – 1 June 2000.

DORAN, M. 1998. Principios de ingeniería de los bioprocesos. Editorial Acribia. Zaragoza.

EMAS. 1999. Manual de procedimientos para el manejo de procesos en el relleno sanitario Antanas. Empresa metropolitana de Aseo de pasto S.A ESP.

ENONGENE, Godlove Nkwelle. The enzymology of enhanced hydrolysis within the biosulphidogenic recycling sludge bed reactor (RSBR). 2003. Doctor of Philosophy (Biotechnology). Rhodes University.

ERDIRENCELEBI, Dilek., and Ozturk, Izzet. 2006. A comparative study of sulfidogenic and methanogenic activities during the treatment of landfill leachate: part I. *Journal of Environmental Science*. 41(4):687-701.

ERDIRENCELEBI, Dilek; Ozturk, Izzet; Ubay Cokgor, Emine; and Ubay Tonuk, Gulseren. 2007. Degree of Sulfate-Reducing Activities on COD Removal in Various Reactor Configurations in Anaerobic Glucose and Acetate-fed Reactors. *CLEAN - Soil, Air, Water*. Volume 35, Issue 2 ,178 – 182.

FOXON, K.M.; Pillay, S.; Lalbahadur, T.; Rodda, N.; Holder, F.; and Buckley, C.A. 2004. The anaerobic baffled reactor (ABR): An appropriate technology for on-site sanitation. *Water SA* Vol. 30 No. 5 (Special edition)

GARRIDO, S., Martinez, L. y Camacho, F. 2000. Estudio de la Cinética de Degradación de las Aguas Residuales de la Industria de Extracción de Aceite de Oliva. Centro Interamericano de Recursos del Agua (Cira), México.

GIL, E. 2005. Fotodegradación de Soluciones de Clorofenol-Cromo y Tolueno-Benceno Utilizando como Catalizador Mezcla de Dióxido de Titanio (TiO_2), Bentonita y Ceniza Volante; por superficie de respuestas. Grupo de Investigación Procesos Ambientales y Biotecnológicos –GIPAB Línea de Investigación: Procesos Avanzados de Oxidación UNIVERSIDAD EAFIT. Medellín

GONCALVES, S.; Leite, G.F.; and Sant'Anna, G.L. 2005. The bioactivation. Procedure for increasing the sulphate-reducing bacteria in a UASB reactor. *Brazilian Journal of Chemical Engineering*. Vol. 22, No. 04, pp. 565 – 571.

GONZÁLEZ, B. 2007. Determinación de parámetros cinéticos y de inhibición por sulfuro en un reactor UASB sulfato-reductor. Tesis para obtener el grado de maestro en ciencias aplicadas. Ciencias Ambientales. Instituto Potosino de Investigación Científica y Tecnológica. San Luis Potosí.

GONZALES, F. 2004. Formación de Sulfuros de Cobre Mediante Bacterias Reductoras de Sulfato (BRS). Molecular Microbiology and Bioremediation Lab. Department of the Faculty of Biological Sciences. Pontificia Universidad Católica de Chile.

HOCKENHULL, D. 1959. *Progress in industrial microbiology*. Interscience. Vol 3. New York.

ISA, Zaid; Grusenmeyer, Stephane; and Verstraete, Willy. 1986. Sulfate Reduction Relative to Methane Production in High-Rate Anaerobic Digestion: Technical Aspects. *Applied and Environmental Microbiology*. Vol. 51. p. 572-579

KALYUZHNYI, S., Fedorovich, V., Lens, P., Hulshoff, P., and Lettinga, G. 1998. Mathematical modelling as a tool to study population dynamics between sulfate reducing and methanogenic bacterial. En: *Biodegradación*. Vol. 9. 187-199 pp.

LÓPEZ, M., Villa, P., Montalvo, J. & Escobedo, R. 2005. Incidencia del Pretratamiento de Residuos Sólidos en la Flora Microbiana de Reactores Anaerobios. Tesis para optar título de Ingeniero Ambiental. Centro Nacional de Investigaciones Científicas (CNIC). Departamento de Estudios sobre Contaminación Ambiental (DECA). Cubanacán, Playa, Ciudad de la Habana. Cuba.

LOVLEY, D., Klug, M. 1986. Model for the distribution of sulfate reduction and methanogenesis in freshwater sediments. *Geochim. Cosmochim. Acta*, 50: 11-18.

MATAMALA, P., Decap, J., y Vidal, G. 2003. Reducción de sulfato y materia orgánica contenidos en efluentes de la industria de celulosa kraft Centro de Ciencias Ambientales EULA-Chile, Trabajo de grado para optar a título de Ingeniero Ambiental. Universidad de Concepción. Barrió Universitario San Concepción. Chile.

Ministerio de Medio Ambiente. Decreto 1594 de 1984 Usos del agua y residuos líquidos. [en línea]. [Fecha de consulta septiembre 15 de 2006]. Disponible en Internet <http://www.corponarino.gov.co/modules/mimodulo/fuentes/tramites/Dec_1594_1984.pdf>

MIZUNO, O. and Naik, T. 1994. Effects of sulfate concentration and sludge retention time on the interaction between methane production and sulfate reduction por butyrate. *Arch. Microbiol.* 54, 290-297 pp.

MOVAHEDYAN, H.; Assadi, A.; and Parvaresh A. 2007. Performance evaluation of an anaerobic baffled reactor treating wheat flour starch industry wastewater. *Iranian Journal of Environmental Health Science and Engineering*. Vol. 4, No. 2, pp. 77-84.

MRAKDOVA, L.; Hutoan, M.; and Drtil, M. 2000. Behaviour of Anaerobic Based Reactor Treating Nonacidified Wastewater. *Chemical Papers*. 54(6b) 448- 455

SANZ, J., Zaiat, M. & Poggi, H. 2004. Remoción de percloroetileno en dos tipos de sistemas anaerobios continuos. Vol. 29 No. 10. p.561-567. [en línea]. [Fecha de consulta junio 14 del 2006]. Disponible en Internet <http://www.scielo.org.ve/scielo.php?script=sci_arttext&pid=S037818442_00400100004&Ing=es&nrm=iso>. ISSN 0378-1844>.

NADAIS, H., Capela, I., Arroja, L., and Duarte, A. 2001. Effect of organic, hydraulic and fat shocks on the performance of UASB reactor with intermittent operation. *Wat. Sci. Tech.* 44(4):49 – 56 pp.

OMIL, F., Bakker, C., Hulshoff, L. and Lettinga, G. 1997. The effect of pH and low temperature shocks on the competition between sulphate reducing and methane producing bacteria in UASB reactors. *Environ. Technol.* 18, 255-264 pp.

PÉREZ, G., Montserrat, R., Garcia L., y Sales, M. 2002. Utilización de Biorreactores Avanzados en la Degradación Anaerobia de Efluentes Vénicos, INGENIERÍA DEL AGUA. Vol. 9. No. 1. Puerto Real.

PIZARRO, C. 2002. Evaluación de Reactores Anaeróbicos Granulares en la Remoción Conjunta de Materia Orgánica y Sulfatos. Tesis Magíster en Ingeniería con Mención en Ingeniería Bioquímica, Pontificia Universidad Católica de Valparaíso.

Plumb, Jason; Bell, Joanne; and Stuckey, David. Microbial Populations Associated with Treatment of an Industrial Dye Effluent in an Anaerobic Baffled Reactor. *Applied and Environmental Microbiology*. 2001, p. 3226–3235 Vol. 67, No. 7

RODRÍGUEZ, J. 2004. Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales Sanitaria. Universidad del Valle. Cali. Colombia. p 68.

RODRÍGUEZ, J., Aguilera, C. & Garza, G. 2000. Influencia de la Concentración de Iones Sulfato en la Biotransformación Anaerobia de DQO en un Reactor Piloto. Trabajo para optar título de Ingeniero Químico UASP. Departamento de Biotecnología. Facultad de Química. Universidad Autónoma de México. México.

SALAZAR L., Burbano, F. y Fernández, P. 2006. Primer informe proyecto CEPA mejoramiento de la planta de tratamiento de lixiviados del Relleno Sanitario Antanas, Empresa Metropolitana de Aseo de Pasto S.A. ESP. Grupo de Biotecnología Microbiana, G-BIOMA.

SAVAL, S., & Villa, A. 1999. Propuesta Biotecnológica Para Acelerar la Degradación de la Basura Orgánica en Bordo Poniente Coordinación de Biotecnología, Instituto de Ingeniería, UNAM. México.

SCRAGG, A. 1997. Biotecnología para Ingenieros: Sistemas biológicos en procesos tecnológicos. Editorial Limusa. México. 410p.

VALDÉS, F., Larenas, M., Vergara, C., Chamy, R. y David, J. 2005. Efecto de la Presencia de Sulfato en la Operación de un Reactor Anaerobio EGSB para la Remoción de Materia Orgánica de Aguas Residuales. Trabajo para optar título de Ingeniero Químico. Escuela de Ingeniería Bioquímica. Universidad Católica de Valparaíso. Chile.

VALLERO, M., Lens, P., and Lettinga, G. 2003. *Water science & Technology* Sulfidogenic volatile fatty acid degradation in a baffled reactor. Vol. 48 No. 3. 81-88 pp.

WANG, Jianlong; Huang, Yongheng; and Zhao, Xuan. 2004. Performance and characteristics of an anaerobic baffled reactor. *Bioresource Technology* 93 205–208

YAXCELYS, A., Caldera, M., Madueno, M., Alonso, G., Griborio, D., Edixon, C., Gutierrez, G. y Nola, M. 2003. Efecto del Tiempo de Retención Hidráulica en el

Funcionamiento de un Reactor UASB Tratando Efluentes Cárnicos. Trabajo para optar título de Ingeniero de Alimentos. Departamento de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. Escuela de Ingeniería Civil. Facultad de Ingeniería. Universidad del Zulia. Venezuela.

ZHANG, T. and Noike, T. 1994. Influence of retention time on reactor performance and bacterial trophic populations in anaerobic digestion process. Water Research. 28(1):27 – 369 pp.

ANEXOS

Anexo A: Sulfatos método espectrofotométrico.

Principio: el ión sulfatos el precipitado en un medio ácido (HCl), con cloruro de bario (BaCl_2). En forma de cristales BaSO_4 se mide a través de espectrofotometría.

Interferencia: interfieren el color y la excesiva cantidad de materia suspendida, removiéndose por filtración. Si el color y la materia suspendida están presentes en cantidades pequeñas en comparación con el Ion SO_4 corregir la interferencia utilizando un testigo (muestra) sin agregar el reactivo BaCl_2 el sílice en exceso por encima de 500 mg/L interferirá, en aguas que contengan grandes cantidades de materia orgánica puede no ser posible la precipitación satisfactoria de BaSO_4 el sulfuro puede ser oxidado a sulfatos, durante el análisis ocasionando un error positivo.

- ❖ Aparatos
- ❖ Agitador magnético con fragmentos de igual tamaño.
- ❖ Espectrofotómetro para acusar a 420 nm con paso de luz de cuatro a cinco centímetros
- ❖ Cronómetro

Método

Solución tampón A: disolver 30 gramos de cloruro de magnesio, cinco gramos de acetato de sodio, un gramo de nitrato de potasio, 20 ml de ácido acético al 99%, el 500 ml de agua destilada y diluir a 1000 ml.

Solución tampón B:(requerida cuando la concentración de SO_4^{-2} en la muestra sea menor de 10 mg/ L): disolver 30 gramos de cloruro de magnesio, cinco gramos de acetato de sodio, un gramo de nitrato de potasio, 0, 111 gramos de sulfato de sodio, 20 ml de ácido acético al 99%, el 500 ml de agua destilada y diluir a 1000 ml.

Cloruro de bario en cristales de Malla 20 a 30. En la estandarización se produce turbidez uniforme con este intervalo de malla y el tampón apropiado.

Solución estándar de sulfato (100 ppm): prepara la solución estándar de sulfato por alguno de estos métodos descritos en seguida.

Diluir 10,4 ml de H_2SO_4 0,0200 N estándar (especificado en alcalinidad, sección 2320B. 3c, Standard Methods) a 100 ml con agua destilada. (El ácido sulfúrico 0,100N estándar se obtiene por dilución de 200 ml de ácido sulfúrico 0,100 N. a 1000 ml. el ácido sulfúrico

0,100 N. estándar se obtiene por dilución de 3,0 ml de ácido sulfúrico concentrado a 1000 ml con agua destilada y de estandarizar contra 40,0 ml de solución de Na_2CO_3 0,05 N.)

Disolver 0,1479 gramos de H_2SO_4 anhidro en agua destilada y diluir a 1000 ml

MEDICIÓN DE LA TURBIDEZ

Formación de sulfato de bario: medir 100 ml de muestra, a una porción adecuada diluida a 100 ml, en un erlenmeyer de 250 ml; agregar 20 ml de solución tampón y mezclar con el agitador. Mientras se agita, agregar una cucharada de cristales de BaCl_2 y empezar a cronometrar inmediatamente, agitar por 60 -62 a velocidad constante.

Medición de la turbidez de sulfato de bario: una vez terminado el periodo de agitación, colocar la solución en la celda de absorción del fotómetro y medir la turbidez a los 5 - 5,5 minutos.

Preparación de la curva de calibración: estimar la concentración de sulfato en la muestra por comparación de la lectura de turbidez contra una curva de calibración preparada con estándares en el intervalo de 0 a 40 mg de sulfato/L en incrementos de 5 mg /L, llevados a través del mismo procedimiento. Por encima de 40 mg /L exactitud decrece y la suspensión de BaSO_4 pierde estabilidad. Verificar la confiabilidad de la curva de calibración mediante la realización de un estándar cada tres o cuatro muestras.

Corrección por color y turbidez de la muestra: llevar un blanco de muestra través del procedimiento sin agregarle cloruro de bario para corregir por color y turbidez de la muestra.

PREPARACIÓN DE LA CURVA DE CALIBRACIÓN

Se realizan dos curvas de calibración así:

Para concentraciones bajas de sulfato 0 a 40 mg /L

Para concentraciones altas de sulfato 40 a 200 mg/L

No se recomienda realizar una calibración continua de 0 a 100 mg/L ya que la curva no tiene un buen factor de correlación después de la regresión lineal.

Partiendo de la solución estándar de sulfatos 100 mg/L sulfato, se preparan los siguientes patrones:

Patrones curva de calibración bravo bajo

Patrón (m/g L)	Volumen solución estándar 100 mg/L (ml)	Volumen total (ml)
0	0	100
10	10	100
20	20	100
30	30	100
40	40	100

Patrones de calibración bravo alto

Patrón (m/g L)	Volumen solución estándar 100 mg/L (ml)	Volumen total (ml)
40	40	100
50	50	100
70	70	100
90	90	100
100	100	100

Cálculos:

$$\text{Mg SO}_4\text{-2 /L} = \frac{\text{SO}_4\text{-2 /L} \times 1000}{\text{ml de muestra}}$$

Anexo B: Sólidos suspendidos totales

Sumario y aplicaciones: Los sólidos suspendidos totales, se definen como la porción de sólidos retenidos por un filtro de fibra de vidrio que posteriormente se seca a 103- 105°C, hasta peso constante. El incremento del peso del filtro de fibra de vidrio representa el total de sólidos suspendidos. Los sólidos suspendidos en el agua pueden estar constituidos por partículas orgánicas, inorgánicas, sólidos inmiscibles, los sólidos e inorgánicos tales como arcillas y otros constituyentes del suelo son comunes en las aguas superficiales.

Si el material suspendido tapona en filtro y prolonga la ni filtración, la diferencia entre los sólidos totales y disueltos totales pueden dar un aumento de los sólidos suspendidos totales.

Este método es aplicable a aguas potables, superficiales y salinas, aguas residuales domesticas e industriales, en un intervalo de cuatro a 20.000 mg/L.

Limitaciones E interferencia: El taponamiento del filtro prolonga la filtración y puede producir resultados altos debido a la excesiva retención de sólidos coloidales.

Para muestras con elevado contenido de sólidos disueltos, enjuagar muy bien el filtro para asegurar la remoción del material disuelto.

Toma y preservación de muestras: Eliminar de la muestra partículas flotantes grandes o aglomerados dispersos de material no homogéneo.

Posar frascos de plástico o de vidrio resistente, en los que material en suspensión no se adhieran a las paredes del recipiente.

Realizar el análisis tan pronto como sea posible.

Refrigerar la muestra a 4°C, aquel momento del análisis para minimizar la descomposición microbiológica de los sólidos. Antes de iniciar el análisis, llevar las muestras a temperatura ambiente.

Es preferible no almacenar las muestras por más de 24 horas; bajo ningún concepto guardar las muestras por más de siete días

Material y equipo.

Filtro circulares de fibra de vidrio, sin aditivos orgánicos.

Erlenmeyer con desprendimiento lateral

Desecador

Crisoles gooch de porcelana.

Estufa para secado, a 103- 105°C.

Balanza analítica de cuatro decimales

Bomba de vacío.

Procedimiento: Preparación del filtro: insertar el filtro circulares en el crisol gooch y lavar el filtro con tres porciones sucesivas de 20 ml de agua destilada; continuar la sucesión hasta remover las trazas de agua el crisol con el filtro. Se caen estufa a 103° - 105 °C, por 30 minutos. Pasar al de espectadores y pesar.

Selección del filtro y tamaño de muestras: tomar una alícuota de 100 ml que produzca entre 10 y 200 mg de residuo seco, si se emplea mas de 10 minutos en la filtrada o es mucho en sólidos suspendidos, entonces disminuir el volumen de muestra.

Análisis de muestras: ensamblar el crisol en el equipo de filtración e iniciar la succión, humedecer el filtro con una cantidad de agua destilada para fijarlo. Filtrar la muestra y lavar el residuo con tres porciones sucesivas de 10 ml de agua destilada y se teja secar entre lavados; continuar la succión por tres minutos

después de completar la filtración; remover; el crisol y secar en una estufa a 103-105°C, durante un hora, pasar por el desecador durante 30 minutos y pesar. Repetir el ciclo de secado y pesado hasta que la pérdida del peso sea menor del 4% o cero. 5 mg de peso anterior.

Cálculos

$$\text{Mg S.S.T/l} = \frac{(A-B) \times 1000}{V_m}$$

Donde A = peso filtro y crisol más residuo

B = peso crisol

V_m = volumen de muestra en ml

Nota: para realizar sólidos suspendidos totales volátiles se toman el filtro anteriormente utilizado y repite el procedimiento pero llevando a una temperatura de 500°C.

Anexo C: Demanda química de oxígeno (DQO) espectrofotométrito reflujo cerrado

Interferencia y limitaciones: Los compuestos orgánicos volátiles resultan más oxidados en el sistema cerrado debido al mayor tiempo de contacto con el oxidante. Antes de usar los tubos de digestión, inspecciona los tapones de los topos de reacción en busca de grietas en el revestimiento de TFE. Selecciones tamaño de los tubos de digestión para el grado de sensibilidad deseado.

Utilice tubos de 25 por 150 mm. Para las muestras debajo de DQO, porque permiten tratar un mayor volumen de muestra.

Instrumentos:

Tubos de digestión: preferiblemente utilice tubos de digestión en borosilicato de 16 x 100 mm, 20 por 150 mm, con tapones rosca en teflón o recubiertos.

Termoreactor con compartimientos de 45 a 50 mm de profundidad, ajustables al tamaño de los tubos de digestión.

Espectrofotómetro: para usar a 60 números con adaptador de celdas de 15, 20 o 25 mm de diámetro.

Reactivos

Solución de digestión: agrádase a unos 500 ml de agua destilada, 10, 216 gramos de diplomado de potasio, de calidad para reactivo estándar primario, previamente

secado a 103°C durante dos horas, 167 ml de ácido sulfúrico concentrado, 33,3 gramos de sulfato de mercurio, disolver, enfríese a temperatura ambiente y diluya a 1000 ml.

Reactivo de ácido sulfúrico: añada se sulfato de plata, de calidad reactivo, en cristales o polvo al ácido sulfúrico, en proporción de 5,5 gramos sulfato de plata/ácido sulfúrico, deje reposar de uno a dos días para disolver el sulfato de plata, o inerte con magneto (imán de agitación) en el frasco que contiene la solución y proceda a la agitación con la plancha de agitación.

Ftalato de hidrógeno de potasio patrón: triture y sequé el ftalato de hidrógeno de potasio a 120°C durante por lo menos 4 horas, lleve a desecador, peste cero, 425 gramos y diluya en agua destilada hasta 1000 ml. El Ftalato de hidrógeno de potasio tiene un DQO de uno, 176 mgO₂/mg Ftalato de hidrógeno de potasio y tiene un DQO teórico de 500 mg O₂/L y es estable hasta tres meses cuando se congela en ausencia de crecimiento biológico visible.

Procedimiento: Mida el volumen apropiado de la muestra y reactivos en un tubo de digestión como se indica en la tabla. Prepare, digiera y enfríe las muestras, tener en cuenta un blanco y uno o más patrones de acuerdo al rango de calibración del equipo.

Tubo digestión	Muestra ml	Solución digestión ml	Reactivo ácido sulfúrico ml	Volumen total ml
16 x 100 mm	2,5	1,5	3,5	7,5
20 x 150 mm	5,0	3,0	7,0	15,0
25 x 150 mm	10,0	6,0	14,0	30,0
10 ml estándar	2,5	1,5	3,5	7,5

Sométase a digestión durante dos horas a 140°C en el respectivo termoreactor, enfríese las muestras a temperatura ambiente depositando las en una grandilla.

Determinación de la reducción de dicromato: Inviértase las muestras enfriadas, el blanco y por los patrones varias veces y veces se que los sólidos que generan cierta turbidez se deposite por completo antes de medir absorbancia, quite los sólidos que se adhieren a las paredes mediante golpes suaves, luego transfiera la solución a la celda respectiva (10 mm), e inserte la celda al compartimiento para medir absorbancia en el espectrofotómetro a 600 manómetros. Leal absorbancia y compare con la curva de calibración previamente realizada.

Preparación de la curva de calibración Preparé al menos cinco patrones de la solución Ftalato de hidrógeno de potasio, con DQO equivalentes que oscilan entre todos rangos:

Rango alto: 100 - 500 mg O₂/L

Rango bajo: 10-100 mg O₂/L

Curva calibración rango alto:

Utilice los reactivos antes descritos.

Prepare 50 ml en balón aforado, de los siguientes patrones así:

Patrón	Volumen FHP 500 mg/L	Volumen total
100	10 ml	50 ml
200	20 ml	50 ml
300	30 ml	50 ml
400	40 ml	50 ml
500	50 ml	50 ml

Realizar la curva de calibración, utilizando los mismos volúmenes de reactivos, los mismos tubos de digestión, el mismo procedimiento de digestión y el mismo análisis espectrofotométrico que para las muestras.

La de calibración se debe preparar por lo menos bimestralmente, o cuando hay preparación del nuevo reactivos, deseche de la curva de calibración con factores de correlación inferiores a 0,998.

Curva de calibración rango bajo: Solución de gestión: añada se a unos 500 ml de agua destilada, 5, 108 gramos de diplomado de potasio, de calidad para reactivo estándar primario, previamente secado a 103°C durante dos horas, 167 mililitros de ácido sulfúrico concentrado, y 33,3 gramos de sulfato de mercurio. Disuelva, enfríe a temperatura ambiente y diluya a 1000 ml.

Patrón	Volumen FHP 500 mg/L	Volumen total
10	1 ml	50 ml
20	2 ml	50 ml
50	5 ml	50 ml
70	7 ml	50 ml
100	10 ml	50 ml

Realizar la curva liberación, utilizando los mismos volúmenes de reactivo, los mismos tubos de digestión, el mismo procedimiento de digestión el mismo análisis espectrofotométrico, que para las muestras.

La de calibración se debe preparar por lo menos bimestralmente, o cuando hay preparación del nuevo reactivos, deseche de la curva de calibración con factores de correlación inferiores a 0,998.

Cálculos

Para muestras sin diluir el valor de la concentración de la DQO de la muestra se le obtiene directamente, reemplazando el valor de la absorbancia obtenida en ecuación del primer grado obtenida mediante la recreación lineal de los datos obtenidos.

Para muestras diluidas, el valor obtenido después de aplicar la ecuación de regresión, se le debe multiplicar el factor de dilución.

Anexo D: Ácidos grasos volátiles, método de destilación

Principio: Esta técnica recupera los ácidos que contengan hasta seis átomos de carbono. La fracción de recuperación de cada ácido aumenta con el peso molecular. Los cálculos y el informe de los resultados se basan en el ácido ascético. El método puede ser aplicable para fines de control. Ya que es empírico, realícese exactamente como se describe: dado que la tasa de calentamiento, la presencia de sólidos del lodo, y el volumen del destilado final afecta a la recuperación, determine un factor de recuperación.

Interferencia: El sulfuro de hidrógeno y el gas carbónico son liberados durante la destilación y serán titulados para dar un error positivo. Eliminar este error desechando los primeros 15 ml de destilado y dar cuenta de ello en el factor de recuperación

Instrumental

Centrífuga, con cabeza en la que ocupen cuatro tubos de 250 ml

Matraz de destilación, capacidad 500 ml

Condensador, de unos 76 centímetros de largo

Tubo adaptador

Conjunto de destilación: usar un aparato de destilación convencional. Para minimizar las fluctuaciones en la tasa de destilación, suministrar calor con un calentador eléctrico.

Reactivos

Ácido sulfúrico

Píetro de sodio estándar para titulación, 0,1 N.

Solución indicadora de fenolftaleína

Solución madre de ácido ascético 2000 mg/L

Procedimiento: factor de recuperación: determinar el efecto de recuperación, F, para una aparato concreto, diluir un volumen apropiado de solución de reserva de ácido ascético hasta 250 ml en un matraz volumétrico hasta aproximar a la concentración de la muestra esperada y destilar como para la muestra. Calcular el factor de recuperación.

$$F = \frac{a}{b}$$

donde:

a = concentración de ácido volátil recuperado en el destilado, mg/L

b = concentración de ácido volátil en la solución patrón usada, mg/L

Análisis de la muestra: centrifugar 200 ml de muestra durante cinco minutos. Recoja se los sobrenadantes y mezcle. Coloque 100 ml de sobrenadante en un matraz de destilación de 500 ml. Añada 100 ml de agua destilada, 4 5 prismas de arcilla o un material similar para evitar el golpeteo, y cinco ml de ácido sulfúrico. Mezcle de forma que el ácido no sé no se quede en el fondo del matraz. Conectan matraz aún refrigerante y un tubo adaptador y des a una velocidad de 5 ml por minuto. Deseche los primeros 15 ml y recoja exactamente 150 ml de destilado en una probeta de 250 ml. titula con Pietro oxido de sodio a 0,1 N. utilizando indicador de fenolftaleina un titulados automáticos. El punto final de éste método es la primera coloración rosada que persista un corto tiempo.

Cálculos

$$\text{Mg de ácidos volátiles como ácido ascético/L} = \frac{\text{ml hidróxido de sodio} \times N \times 6000}{\text{ml de muestra} \times F}$$

Donde:

N= Normalidad del hidróxido de sodio

F = Factor de recuperación

Anexo E: resultados de análisis de varianza.

1. Análisis de varianza para la remoción de carga orgánica (gDQO/l.día) (fase exploratoria)

Fuente	Suma de cuadrados	G1	Promedio de cuadrado	F-Ratio	P-Valor
Factor : VCO	92,8267	1	92,8267	12,15	0,0399
Factor : VCS	120,341	1	120,341	15,75	0,0286
Factor : VCO ²	0,292053	1	0,292053	0,04	0,8575
Factor : VCO – VCS	0,3136	1	0,3136	0,04	0,8524
Factor : VCS ²	15,5041	1	15,5041	2,03	0,2496
Error total	22,9285	3	7,64283		

Total (corr.)	267,223	8
---------------	---------	---

R-cuadrado = 91,4197%
R-cuadrado (ajustado para los grados de libertad) = 77,1192%
Error Estándar = 2,76457
Error absoluto de la media = 1,25407
Durbin-Watson st =3,16561 (P=0,000)
Autocorrelación residual log 1 = -0,666063

2. Análisis de varianza para la remoción de carga orgánica (gDQO/l.día) (fase óptima local)

Fuente	Suma de cuadrados	G1	Promedio de cuadrado	F-Ratio	P-Valor
Factor : VCO	8,3747 E-7	1	8,3747 E-7	0,00	0,9713
Factor : VCS	0,0000121608	1	0,0000121608	0,02	0,8910
Factor : VCO ²	0,0173834	1	0,0173834	29,23	0.0017
Factor : VCO – VCS	0,0000168124	1	0,0000168124	0,03	0,8720
Factor : VCS ²	0,0194757	1	0,0194757	32,74	0,0012
Error total	0,0035687	6	0,000594784		
Total (corr.)	0,034582	11			

R-cuadrado = 89,6805%
R-cuadrado (ajustado para los grados de libertad) = 81,0808 %
Error Estándar = 0,0243882
Error absoluto de la media = 0,0102896
Durbin-Watson st =1,61326 (P= 0,0620)
Autocorrelación residual log 1 = - 0,106051

Anexo F: Balance de masa.

El comportamiento de la corriente de lixiviado que ingresa al sistema de tratamiento puede representarse por medio de expresiones matemáticas que cuantifican los diferentes fenómenos que se presentan. Estas expresiones matemáticas forman parte del modelo de balance de materia y son mecanismos de predicción de reacciones de generación y consumo de un determinado contaminante (EMAS, 2004). Para desarrollar las ecuaciones básicas se tuvo tener en cuenta los fenómenos de transformación por acciones bioquímicas.

La ecuación general de balance de materia se representa de la siguiente manera:
 Σ Acumulación = Σ Carga que ingresa + Σ Reacciones de formación – Σ Carga que sale – Σ Reacciones de degradación.

El balance de materia, requiere de una evaluación estequiométrica de cada uno de los componentes involucrados, cuando no se cuenta con estos elementos o se evalúan cargas contaminantes generalizadas como DQO, se requiere medirlos en cada uno de las etapas de tratamiento en los reactores.

Los experimentos se realizaron por triplicado, donde la ENTRADA es igual a la suma de las entradas a cada Reactor (E1+E2+E3+E4+E5+E6), y las SALIDAS, es la suma de las salidas de los reactores (S1+S2+S3+S4+S5+s.f.). La DIFERENCIA, hace relación a la carga orgánica consumida por el sistema y trasformada en otros productos. La eficiencia global se refiere a la capacidad de transformación de cada reactor y se compara con los valores establecidos en la normatividad ambiental. Los resultados se presentan en la siguiente tabla:

Balance de materia mediada en GR/DIA de DQO Fase optimo local

CARGA DQO 3 (GR/DÍA)												
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I	SALIDAS	DIFERENCIA	EFICIENCIA GLOBAL
61,0492	2,071	5,909	5,280	3,156	1,049	0,255	1,104	3,175	5,205	27,207	33,843	0,5543
66,4295	2,710	6,353	5,506	3,417	1,144	0,278	1,099	3,364	5,364	29,239	37,19	0,5598
65,1321	2,581	6,305	5,383	3,335	1,140	0,273	1,198	3,245	5,275	28,740	36,392	0,5587

En estos sistemas no hay generación de contaminantes, a menos que la diferencia entre las cargas que entran y salen sea negativa. De presentarse este evento se procederá a calcular este valor de la siguiente manera:

Carga contaminante generada = (Carga que entra – Carga que sale))

Cuando el sistema es continuo la acumulación es igual a cero.

Cuando el sistema es continuo las reacciones de degradación biológica son insignificantes, debido a que el tiempo de residencia es muy corto.

El balance de materia en cada etapa de tratamiento se realiza para cada uno de los parámetros analizados en el laboratorio, los cuales son tenidos en cuenta en la normatividad ambiental para el cálculo de eficiencia de remoción.

Anexo G: porcentaje de remoción de materia orgánica en los parámetros físico-químicos

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE DQO EN FASE EXPLORATORIA									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,95	27,25%	39,99%	37,35%	41,31%	40,87%	41,31%	36,92%	42,19%	47,46%
4047,09	28,42%	40,89%	36,40%	41,39%	41,88%	41,88%	36,40%	43,38%	47,87%
3966,37	28,49%	38,67%	37,14%	41,72%	41,72%	41,72%	38,16%	41,21%	45,28%
4390,15	26,66%	39,53%	39,07%	41,37%	41,83%	40,91%	37,23%	41,83%	47,81%
4450,69	24,48%	40,00%	37,36%	41,32%	41,71%	41,32%	36,92%	42,20%	54,86%
PROMEDIO	27,06%	39,82%	37,47%	41,42%	41,60%	41,43%	37,13%	42,16%	48,66%

En la evaluación solo se incluyeron las cuatro evaluaciones finales, que cumplen con las condiciones de un punto de operación en estado estacionario (coeficientes de variación menores al 5%).

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE DQO EN FASE MÁXIMA PENDIENTE						
ENTRADA	D	A	B	C	E	F
4591,95	66,60%	49,80%	55,42%	60,91%	62,45%	52,94%
4047,09	65,06%	47,36%	53,43%	57,03%	55,92%	54,06%
4591,95	69,47%					
4047,09	63,27%					
3966,37	64,34%					
PROMEDIO	65,75%	48,58%	54,42%	58,97%	59,19%	53,50%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE AGV EN FASE EXPLORATORIA									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	57,8%	52,6%	52,6%	50,8%	29,8%	57,8%	39,30%	40,35%	49,12%
4047,093	58,3%	54,1%	54,1%	31,2%	31,2%	60,4%	39,58%	43,75%	47,92%
3966,373	61,7%	55,3%	55,3%	53,1%	31,9%	63,8%	42,55%	36,17%	51,06%
4390,153	60,3%	50,9%	52,8%	50,9%	33,9%	62,2%	37,74%	41,51%	49,06%
4450,693	19,6%	51,7%	53,5%	51,7%	28,5%	57,1%	38,21%	39,29%	48,21%
PROMEDIO	51,5%	52,9%	53,7%	47,6%	31,1%	60,3%	39,48%	40,21%	49,07%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE AGV EN FASE MÁXIMA PENDIENTE						
ENTRADA	A	B	C	D	E	F
4591,953	52,94%	55,42%	62,45%	66,60%	49,80%	60,91%
4047,093	54,06%	53,43%	55,92%	65,06%	47,36%	57,03%
PROMEDIO	53,50%	54,42%	59,19%	65,83%	48,58%	58,97%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE AGV EN FASE OPTIMO LOCAL									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	69,47%	54,5%	52,9%	54,5%	53,6%	55,14%	52,80%	53,1%	53,46%
4047,093	63,27%	55,1%	54,9%	54,4%	56,0%	55,02%	56,80%	54,4%	53,70%
3966,373	64,34%	54,5%	55,0%	54,3%	55,9%	54,30%	51,96%	55,1%	53,91%
PROMEDIO	65,69%	54,7%	54,3%	54,4%	55,2%	54,82%	53,86%	54,2%	53,69%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SST EN FASE EXPLORATORIA									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	30,18%	52,86%	41,52%	57,83%	57,36%	57,73%	47,61%	62,14%	62,42%
4047,093	30,40%	51,36%	41,51%	57,23%	57,02%	54,09%	47,59%	62,05%	62,37%
3966,373	29,78%	51,10%	41,05%	57,97%	57,35%	57,84%	47,67%	61,40%	62,99%
4390,153	30,49%	51,77%	42,02%	57,32%	57,10%	57,98%	46,78%	62,08%	62,42%
4450,693	30,40%	52,02%	41,51%	57,23%	57,02%	57,22%	47,59%	62,05%	62,85%
PROMEDIO	30,25%	51,82%	41,52%	57,51%	57,17%	56,97%	47,45%	61,95%	62,61%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SST EN FASE MÁXIMA PENDIENTE						
ENTRADA	A	B	C	D	E	F
4591,953	49,80%	55,42%	60,91%	66,60%	62,45%	52,94%
4047,093	47,36%	53,43%	57,03%	65,06%	55,92%	54,06%
PROMEDIO	48,58%	54,42%	58,97%	65,83%	59,19%	53,50%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SST EN FASE OPTIMO LOCAL									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	55,14%	54,56%	53,19%	53,46%	52,97%	54,52%	52,80%	69,47%	53,64%
4047,093	55,02%	55,10%	54,42%	53,70%	54,93%	54,43%	56,80%	63,27%	56,09%
3966,373	54,30%	54,55%	55,15%	53,91%	55,05%	54,33%	51,96%	64,34%	55,96%
PROMEDIO	54,82%	54,74%	54,25%	53,69%	54,32%	54,42%	53,86%	65,69%	55,23%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SSTV EN FASE EXPLORATORIA									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	18,18%	36,36%	72,73%	95,45%	95,45%	95,45%	97,73%	54,55%	95,45%
4047,093	18,37%	36,73%	73,47%	95,92%	95,92%	93,88%	97,96%	55,10%	97,96%
3966,373	18,92%	37,84%	72,97%	94,59%	94,59%	45,95%	97,30%	54,05%	94,59%
4390,153	17,07%	39,02%	73,17%	95,12%	92,68%	95,12%	97,56%	56,10%	95,12%
4450,693	32,15%	64,97%	92,68%	77,83%	66,74%	77,83%	44,57%	80,04%	77,83%
PROMEDIO	20,94%	42,99%	77,00%	91,78%	89,08%	81,65%	87,02%	59,97%	92,19%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SSTV EN FASE MÁXIMA PENDIENTE						
ENTRADA	A	B	C	D	E	F
4591,953	49,80%	55,42%	60,91%	66,60%	62,45%	52,94%
4047,093	57,61%	57,61%	57,03%	65,06%	55,92%	54,06%
PROMEDIO	53,71%	56,51%	58,97%	65,83%	59,19%	53,50%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SSTV EN FASE OPTIMO LOCAL									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	55,14%	54,56%	53,1%	53,46%	52,9%	54,52%	52,80%	69,47%	53,64%
4047,093	55,02%	55,10%	54,4%	53,70%	54,9%	54,43%	56,80%	63,27%	56,09%
3966,373	54,30%	54,55%	55,1%	53,91%	55,0%	54,33%	51,96%	64,34%	55,96%
PROMEDIO	54,82%	54,74%	54,2%	53,69%	54,3%	54,42%	53,86%	65,69%	55,23%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SULFATOS EN FASE EXPLORATORIA									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	98,90%	48,00%	58,18%	77,08%	77,08%	75,63%	72,72%	77,08%	71,27%
4047,093	87,60%	55,69%	66,83%	87,08%	87,08%	86,07%	82,02%	87,08%	81,01%
3966,373	73,73%	37,98%	44,69%	58,09%	55,86%	58,09%	67,03%	55,86%	51,39%
4390,153	60,11%	69,40%	67,85%	64,76%	64,76%	69,40%	58,56%	64,76%	66,62%
4450,693	97,53%	44,94%	57,37%	76,01%	74,90%	74,58%	71,71%	76,01%	70,28%
PROMEDIO	83,57%	51,20%	58,98%	72,61%	71,94%	72,76%	70,41%	72,16%	68,11%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SULFATOS EN FASE MÁXIMA PENDIENTE						
ENTRADA	A	B	C	D	E	F
4591,953	49,80%	55,42%	60,91%	66,60%	62,45%	52,94%
4047,093	47,36%	53,43%	57,03%	65,06%	55,92%	54,06%
PROMEDIO	48,58%	54,42%	58,97%	65,83%	59,19%	53,50%

PORCENTAJE DE REMOCIÓN DE SULFATOS EN FASE OPTIMO LOCAL									
ENTRADA	A	B	C	D	E	F	G	H	I
4591,953	98,40%	98,60%	98,55%	98,56%	98,62%	98,60%	98,54%	98,56%	53,19%
4047,093	98,87%	98,61%	98,96%	98,57%	98,61%	98,59%	98,95%	98,59%	54,42%
3966,373	98,90%	98,60%	98,61%	98,58%	98,59%	98,59%	98,52%	98,62%	55,15%
PROMEDIO	98,72%	98,60%	98,71%	98,57%	98,61%	98,59%	98,67%	98,59%	54,25%