

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LIXIVIADOS DEL RELLENO SANITARIO

ANTANAS POR FILTROS ANAEROBIOS

OSCAR ALBERTO BURBANO FIGUEROA

UNIVERSIDAD DE NARIÑO

FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES Y MATEMÁTICAS

DEPARTAMENTO DE BIOLOGÍA

PASTO

2002

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LIXIVIADOS DEL RELLENO SANITARIO

ANTANAS POR FILTROS ANAEROBIOS

OSCAR ALBERTO BURBANO FIGUEROA

Trabajo de grado para optar al título de Biólogo con énfasis en Microbiología

Director

BENJAMIN SAÑUDO

I.A. Profesor Titular Universidad de Nariño

UNIVERSIDAD DE NARIÑO

FACULTAD DE CIENCIAS NATURALES Y MATEMÁTICAS

DEPARTAMENTO DE BIOLOGÍA

PASTO

2002

Nota de aceptación:

Benjamin Sañudo

Jaqueline Mena

Alvaro Pazos

Pasto, 12 de febrero del 2003

DEDICATORIA

*Und was in shwankander Erscheinung
schwebt, Befestiget mit dauernden Gedanker.
Goethe*

A María del Carmen Figueroa, mi madre, por toda su paciencia, apoyo y cariño durante el desarrollo de esta investigación. A ella a quien le debo todo.

AGRADECIMIENTOS

El autor expresa sus agradecimientos a:

Universidad de Nariño (UDENAR), Corporación Autónoma Regional de Nariño (CORPONARIÑO) y Empresa Metropolitana de Aseo (EMAS, SA. ESP), por la financiación y colaboración técnica y logística en el desarrollo de esta investigación.

Benjamin Sañudo, Ingeniero Agrónomo y Asesor de este trabajo de grado, por su orientación en el desarrollo del concepto de esta investigación y por la confianza y respaldo ofrecidos al autor.

Jefatura de Laboratorios (UDENAR), Subdirección de Calidad Ambiental (CORPONARIÑO) y Dirección Técnica (EMAS SA ESP.) por la colaboración en la gestión de los recursos financieros y técnicos que hicieron posible la culminación de esta investigación, e igualmente al apoyo brindado por cada uno de los jefes respectivos de cada una de estas secciones:

Martha Sofía González, Bióloga y Jefe de Laboratorios, UDENAR

Jorge Chávez, Ingeniero Agrónomo y Subdirector de Calidad Ambiental CORPONARIÑO

Ricardo Londoño, Ingeniero Civil y Director Técnico (EMAS SA ESP).

Néstor Apraetz, Ingeniero Químico, Laboratorio de Aguas CORPONARIÑO, por su colaboración técnica en el montaje del laboratorio donde se llevo a cabo esta investigación.

Adriana Guerrero, Ingeniera Civil, por su respaldo y motivación en el desarrollo de este trabajo.

Steffen Teebe, funcionario de GTZ, por su crítica en la concepción inicial de este trabajo y por su apoyo posterior.

Las personas que de alguna u otra manera colaboraron en el desarrollo de este trabajo de investigación.

CONTENIDO

	pág.
INTRODUCCION	16
1. MARCO TEORICO	21
1.1 PROCESOS DE DIGESTION ANAEROBIA	21
1.1.1 Microorganismos implicados en el proceso de digestión anaerobia	22
1.1.2 Hidrólisis	27
1.1.3 Fermentación primaria o acidogénesis	32
1.1.4 Fermentación secundaria o reducción obligada de protones	35
1.1.5 Reacciones hidrogenotróficas o reacciones que consumen hidrógeno	40
1.1.6 Metanogénesis acetoclástica	41
1.1.7 Reducción de sulfatos o sulfidogénesis	42
1.2 TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LIXIVIADOS	44
2. MATERIALES Y METODOS	50
2.1 REACTORES BIOLÓGICOS A ESCALA LABORATORIO	50
2.2 BIOMASA	50
2.3 MATERIALES PORTADORES	50
2.4 ANALISIS DEL INFLUENTE Y EFLUENTE	52
2.5 OPERACION	53
3. RESULTADOS	54

3.1 ARRANQUE DE LOS REACTORES	54
3.2 OPERACION DE LOS REACTORES	54
3.3 PERIODO DE OPERACION I	55
3.4 PERIODO DE OPERACION II	61
4. PERIODO DE OPERACION I	69
4.1 CONSIDERACIONES GENERALES	69
4.2 OPERACION DE LOS REACTORES	71
4.3 OPERACION DE RI. PERIODO OPERACIONAL I	72
5. OPERACION Y DESEMPEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE LIXIVIADOS DEL RELLENO SANITARIO ANTANAS (PTLRSA)	77
6. PERIODO OPERACIONAL II	87
7. CONCLUSIONES	92
8. RECOMENDACIONES	95
BIBLIOGRAFIA	99
ANEXOS	104

LISTA DE TABLAS

	pág.
Tabla 1. Productos posibles de acidogénesis de la glucosa	33
Tabla 2. Efecto de las condiciones ambientales sobre los productos de acidogénesis del lactato y glucosa	34
Tabla 3. Cambios de energía libre de Gibbs bajo condiciones estándar en las reacciones que producen y consumen hidrógeno	36
Tabla 4. Características de los reactores en función del material portador empleado	52
Tabla 5. Características químicas del lixiviado influente durante el periodo operacional I y II	57
Tabla 6. Desempeño y parámetros operacionales del reactor I. Periodo de operación I.	57
Tabla 7. Desempeño y parámetros operacionales del reactor I. Periodo de operación II.	67
Tabla 8. Descripción de los ácidos grasos desde C ₂ hasta C ₁₀ . Peso molecular, relación molar (Rm) DQO/AGV, relación peso/peso (Rp) DQO/AGV	71
Tabla 9. Composición promedio del influente y efluente de la PTLRSA	78
Tabla 10. Parámetros operacionales PTLRSA	79
Tabla 11. Porcentajes de remoción de la materia orgánica total por cada unidad.	79
Tabla 12. Eficiencias en la remoción de la materia orgánica por cada unidad. PTLRSA	79

Tabla 13. Análisis fisicoquímicos Planta de Tratamientos de Lixiviados del Relleno 82

Sanitario Antanas (PTLRSA) (09-JUL-02)

Tabla 14. Porcentajes de remoción de Demanda Química de Oxígeno y Acidos Grasos 82

Volátiles

LISTA DE FIGURAS

pág.

- Figura 1.** Flujo de carbono y electrones a través de varios grupos tróficos de microorganismos implicados en la degradación metanogénica de materia orgánica compleja en un hábitat anóxico de agua dulce. 23
- Figura 2.** Flujo de carbono y electrones a través de varios grupos tróficos de microorganismos implicados en la degradación dependiente de sulfato de materia orgánica compleja. 26
- Figura 3.** Hidrólisis de fibras de celulosa 28
- Figura 4.** Esquema de la energía compartida entre los tres grupos metabólicos de procariontas que cooperan en la degradación sintrófica del butirato 38
- Figura 5.** Diagrama esquemático del bioreactor empleado en esta investigación 51
- Figura 6.** Desempeño comparativo entre RI y RII. Eficiencias en la remoción de la materia orgánica (%r) 56
- Figura 7.** Periodo operacional I, RI. Características químicas del influente y efluente: Demanda Química de Oxígeno (mg O₂/l), Acidos grasos volátiles (mg CH₃COOH/l) y Alcalinidad (mg CaCO₃/l). 58
- Figura 8.** Periodo operacional I, RI. Características químicas del influente y efluente: Demanda Química de Oxígeno (mg O₂/l) y pH. 59

- Figura 9.** Periodo operacional I, RI. Eficiencia del reactor en eficiencia de la remoción de la materia orgánica: %rDQO y %rAGV. Velocidad de flujo de la materia orgánica: Velocidad de Carga Orgánica (VCO: gDQO/l.día) y Velocidad de flujo de AGV (VF_{AGV} : g CH_3COOH /l.día). 60
- Figura 10.** Periodo operacional II, RI. Características químicas del influente y efluente: Demanda Química de Oxígeno (mg O_2 /l), Ácidos Grasos Volátiles (mg CH_3COOH /l) y Alcalinidad (mg $CaCO_3$ /l) 63
- Figura 11.** Periodo operacional II, RI. Características químicas del influente y efluente: Sulfatos (mg SO_4^{2-} /l), Sulfuros (mg S^{2-} /l) y Potencial redox (mV). 64
- Figura 12.** Periodo operacional II, RI. Características químicas del influente y efluente: Potencial redox (mV) y pH. 65
- Figura 13.** Periodo operacional II, RI. Eficiencia del reactor en remoción de la materia orgánica: %rDQO y %rAGV. Potencial redox. 66

LISTA DE ANEXOS

	pág.
Anexo A. Energías libres de formación, G° , y potenciales redox para algunas sustancias de interés en esta investigación.	104
Anexo B. Características del lixiviado influente y efluente de RI durante el periodo operacional I.	105
Anexo C. Características del lixiviado influente y efluente durante el periodo operacional II. (Concentraciones en mg/l)	106
Anexo D. Características del lixiviado influente y efluente durante el periodo operacional II. (Concentración en mM y mEq)	107
Anexo E. Condensado Planta de Tratamiento de Lixiviados Relleno Sanitario Antanas (PTLRSA)	108
Anexo F. Calculo de parámetros operacionales de la Planta de Tratamiento de Lixiviados del Relleno Sanitario Antanas.	110
Anexo G. Velocidad volumétrica de flujo. Tiempos de retención hidráulicos PTLRSA	113
Anexo H. Vista anterior y posterior de los reactores anaerobios a escala laboratorio empleados en esta investigación.	115

RESUMEN

La factibilidad del tratamiento anaerobio sulfidogénico de lixiviados del Relleno Sanitario Antanas fue evaluada empleando un reactor de lecho fijo de flujo ascendente a escala laboratorio que utilizó como material portador conchas de moluscos marinos. El periodo de arranque se extendió por tres meses durante los cuales no fue alimentado, manteniéndose recirculación constante de una mezcla H_2O :lixiviado 1:1. Al final de este periodo el reactor evidenció actividad sulfidogénica (generación de FeS y disminución en la concentración de la demanda química de oxígeno (DQO) al interior del reactor), y en consecuencia se dio inicio a la operación, alimentándose a una velocidad de carga orgánica (VCO) de $1gDQO/l.día$ con un lixiviado de aproximadamente $78000 mgDQO/l$ y de SO_4^{2-} de $862 mg/l$. Durante esta el reactor mostró inicialmente eficiencias significantes en la remoción de la materia orgánica medida como DQO ($>50\%$), sin embargo esta cayó paulatinamente a partir del día 30, hasta que en el día 90 fue inferior al 30% . El reactor dejó de ser alimentado durante 20 días, al final de los cuales no hubo recuperación evidente. El fallo operativo se atribuye principalmente a las bajas concentraciones de sulfato encontradas en el lixiviado influente, incapaz de mantener la actividad biológica sulfidogénica del reactor. En consecuencia el reactor fue rearrancado adicionando $FeSO_4$ al interior del reactor, a fin de promover la actividad biológica sulfidogénica. El reactor fue alimentado a una VCO aproximada de $1gDQO/l.día$, con un lixiviado de $13000 mgDQO/l$ alcanzando eficiencias en la remoción de la DQO del 50% . La concentración de H_2S no superó los niveles tóxicos limitantes de la actividad biológica ($100mgS^2/l$), sin embargo el SO_4^{2-} adicionado alcanzó concentraciones al interior del reactor de hasta $5490 mg/l$, provocando un incremento del potencial redox que detuvo la actividad biológica. Cesada tal adición y alcanzado un potencial redox negativo el reactor volvió a recuperarse.

ABSTRACT

The feasibility of sulfidogenic anaerobic treatment of Sanitary Landfill Antanas leachate was examined in a laboratory-scale up-flow fixed bed reactor employing marine shell as carrier. The start-up lasted for a three months period, holding constant recirculation of H₂O: leachate mixture 1:1 without feeding. At the end of this period the reactor exhibited sulfidogenic activity (FeS production and decrease in chemical oxygen demand (COD) concentration in the reactor) and consequently the operation was initiated. The reactor was fed with a leachate of 78000 mgCOD/l and of 862 mg SO₄²⁻ approximately, at an organic loading rate (OLR) of 1 gCOD/l.day. At the beginning the reactor exhibited a significant removal efficiency of organic matter measured as COD (>50%). However this one decreased gradually from day 30, until was lower 30% at day 90. The feeding was stopped for 20 days, during which time the reactor did not show recovery. The operative failure can be attributed principally at low sulfate concentrations observed in influent leachate, which was not capable to maintain the sulfidogenic biological activity of the reactor. Therefore, the reactor was restart up adding FeSO₄ in the reactor, in order to promote the sulfidogenic activity. The reactor was fed at an approximated OLR of 1 COD/l.day, with a leachate of 13000 mgCOD/l, achieving COD removal efficiencies of 50%. The H₂S concentration did not overcome the biological toxic level (100mgS²/l). Nevertheless the added SO₄²⁻ achieved a concentration in the reactor of 5490 mg/l, provoking a redox-potential increment that stopped the biological activity. That fact obligated to stay the sulfate addition, decreasing the redox potential and increasing the biological activity.

INTRODUCCION

Una de las áreas de mayor aplicación de la biotecnología en el mundo es el tratamiento de aguas residuales, una área que por tradición ha pertenecido a los ingenieros, quienes desarrollaron y optimizaron múltiples procesos, pero desconociendo los procesos químicos y biológicos subyacentes. Ante el avance durante los últimos años de la biología molecular y la biotecnología, el tratamiento de aguas residuales ha adquirido un nuevo y renovado rumbo.

Por ej., los avances logrados en el área de ingeniería y ciencia básica en el tratamiento anaerobio de aguas residuales son resultados de la investigación básica y aplicada en biotecnología y biología molecular. Los trabajos publicados hoy en día, en esta área son el resultado del trabajo conjunto de microbiólogos e ingenieros, empleando herramientas propias de la microbiología industrial, la ingeniería química, la biología molecular y la bioquímica.

El avance en esta área se observa en el número creciente de publicaciones que continuamente aparecen y en las que se describen diversidad de diseños en los reactores, modificaciones leves a los ya tradicionales, o diseños completamente nuevos; complejos modelados que incluyen la interacción entre los parámetros físicos, químicos y biológicos, describiendo como interactúan los microorganismos entre si; descripciones bioquímicas de las rutas de degradación anaerobia; y aplicaciones en el tratamiento de múltiples efluentes de procedencia distinta. Como se puede observar el tratamiento anaerobio de aguas residuales es una área de creciente desarrollo, y mas aun si se tiene en cuenta sus ventajas practicas, la problemática vigente hoy en día de un recurso hídrico cada día mas escaso, y la normatividad legal existentes con respecto a las descargas de aguas

residuales al ambiente.

No solo las aguas residuales son procesadas vía anaerobia. Los desechos sólidos municipales suelen ser dispuestos en rellenos sanitarios en donde diversos microorganismos se encargaran de degradarlos. Teóricamente toda la materia orgánica será convertida a CO_2 y CH_4 , sin embargo la cantidad de materia orgánica depositada es mucho mayor que aquella que los microorganismos pueden degradar y gran parte de ella abandona el interior del relleno por lixiviación. En consecuencia, el lixiviado resultante contiene altas concentraciones de materia orgánica, que lo convierten en un residuo peligroso, que debe ser tratado antes de su descarga.

Actualmente la ciudad de Pasto cuenta con tres rellenos sanitarios, Plazuelas, Santa Clara y Antanas. Plazuelas y Santa Clara se operaron inicialmente como botaderos de basura a cielo abierto y cuando se operaron como rellenos sanitarios, su diseño previo no permitió una operación adecuada. Ambos rellenos no poseen cubiertas impermeabilizantes que impidan que los lixiviados generados alcancen fuentes de agua subsuperficiales cercanas al emplazamiento, ni un sistema adecuado de tratamiento de los lixiviados colectados. Hoy en día se encuentran clausurados, pero los lixiviados producidos seguirán generando contaminación durante varias décadas.

La disposición actual de los residuos sólidos municipales de la ciudad de Pasto se hace en el relleno sanitario Antanas (RSA), bajo la operación de la Empresa Metropolitana de Aseo, EMAS, SA, ESP. Este fue diseñado y es operado de forma técnica adecuada, siendo los lixiviados generados tratados antes de su descarga. La planta de tratamiento construida para tal fin incluye dos tanques de almacenamiento en serie, un coagulador y un filtro anaerobio, con el objetivo de remover la materia orgánica, el contaminante de mayor concentración e importancia presente en el lixiviado. La

remoción de la materia orgánica se alcanza por sedimentación y presuntamente por separación de fases en la primera parte, por coagulación empleando sulfato de aluminio en la segunda y por remoción biológica anaerobia, gracias a la conversión de la materia orgánica en biomasa microbiana y metano.

Para esta última fase se selecciono un reactor anaerobio de lecho fijo de flujo ascendente, o filtro anaerobio. Los reactores biológicos de lecho fijo son sencillos de operar y fáciles de escalar. Sin embargo los reactores biológicos anaerobios, de amplia aplicación y difusión, presentan dificultades, las inherentes a cualquier proceso, durante su arranque y operación. Su optimización requiere de monitoreo constante que permita determinar los fallos operativos y sus factores limitantes. El filtro anaerobio del relleno sanitario Antanas no fue arrancado adecuadamente y es operado a cargas de materia orgánica altas, sin que se haya establecido un marco de parámetros de operación que garanticen un óptimo desempeño. El relleno y la planta de tratamiento adjunta habían iniciado su operación unos cuantos meses antes del inicio de esta investigación y era necesario establecer cuales podrían ser las dificultades existentes en el tratamiento biológico anaerobio de los lixiviados del relleno sanitario Antanas.

Como respuesta a tal necesidad esta investigación planteo como objetivo:

"Evaluar la factibilidad del tratamiento anaerobio de lixiviados del relleno sanitario Antanas por reactores de lecho fijo de flujo ascendente".

Para tal fin empleo reactores de laboratorio que utilizaron diferentes materiales de relleno como materiales portadores y considero que dadas las concentraciones de sulfato reportadas para los lixiviados de los rellenos sanitarios Plazuelas y Santa Clara, los reactores se comportaran

preferentemente como sulfidogénicos, mas que como metanogénicos.

En consecuencia los objetivos específicos a alcanzar fueron:

- Evaluar de entre los materiales portadores elegidos, cual favorece la actividad biológica del reactor, medida como porcentaje de remoción de la materia orgánica.
- Identificar e investigar los factores críticos que puedan limitar la degradación anaerobia sulfidogénica de los lixiviados del relleno sanitario Antanas.
- Determinar la velocidad de carga orgánica máxima, a la que puede ser operado cada uno de los reactores, obteniendo altas eficiencias de la remoción.

Los objetivos estaban enfocados a obtener una visión preliminar del tratamiento biológico de los lixiviados del RSA por un filtro anaerobio, que permita dirimir las etapas limitantes del proceso. Esta investigación analiza los aspectos aplicados y teóricos del tratamiento biológico anaerobio de lixiviados de rellenos sanitarios. Los aspectos fundamentales teóricos de degradación anaerobia aquí expuestos también pueden ser aplicados para describir tanto el comportamiento del relleno sanitario, como el del filtro anaerobio. Los datos experimentales obtenidos pueden ser escalados en la optimización del proceso en la planta de tratamiento del RSA.

Este documento esta delineado así: la primera sección reúne la información disponible sobre degradación anaerobia de materia orgánica y tratamiento biológico de lixiviados. La información recolectada no sólo es útil para interpretar los datos de reactores anaerobios, sino también para comprender las limitantes de la degradación anaerobia de la materia orgánica al interior de un relleno sanitario. La descripción del reactor y la mención de los métodos analíticos empleados se desarrolla en la sección 2, además de los cambios efectuados a los métodos normalizados. Los resultados se

presentan en la sección 3.

El objetivo de esta investigación era la evaluación del tratamiento biológico anaerobio de lixiviados del RSA por filtros anaerobios a escala laboratorio, vía sulfidogénica, sin que se haya considerado necesario la adición de sales de sulfato; sin embargo, durante el desarrollo de esta investigación, los datos propios y los reportados por diferentes laboratorios sobre el desempeño de la planta de tratamiento de lixiviados del relleno sanitario Antanas (PTLRSA) obligaron a reorientar la forma como se había estado llevando a cabo la investigación. En consecuencia los resultados se discuten en dos secciones (4 y 6), separadas por una sección en donde se discuten los datos reportados por diferentes fuentes sobre la PTLRSA. La inclusión de este capítulo que no forma parte original de esta investigación esta justificado si se considera el hecho de no estar publicado oficialmente y por ser base sobre la cual se desarrollo la segunda etapa de esta investigación.

1. MARCO TEORICO

1.1 PROCESOS DE DIGESTION ANAEROBIA

La digestión anaerobia es la degradación biológica por un ecosistema microbiano complejo de sustratos orgánicos y ocasionalmente inorgánicos en ausencia de una fuente de oxígeno. Durante el proceso, el material orgánico es principalmente convertido a metano, dióxido de carbono y biomasa. El nitrógeno no utilizado en el crecimiento es generalmente liberado como amonio (Batstone, 1999).

De la misma manera que un proceso biológico difiere completamente de un químico, un tratamiento anaerobio difiere de un aerobio. Los organismos aeróbicos ya tienen un aceptor de electrones listo en la forma de oxígeno molecular (O_2), mientras la digestión anaerobia está fuertemente regulada a encontrar aceptores de electrones termodinámicamente apropiados. En muchos casos, el hidrógeno iónico (protones) o el bicarbonato actúan como aceptores de electrones para producir gas hidrógeno o formiato como producto (Schink, 1997; Batstone, 1999).

El tratamiento anaerobio posee ventajas sobre el tratamiento aerobio: no requiere de abastecimientos de energía para el suministro de aire, el metano puede ser usado para la producción de energía y produce una cantidad mucho menor de lodos. La degradación aeróbica de compuestos orgánicos produce mucho más energía que la degradación anaerobia. Las comparaciones son engañosas, dado que los productos finales y la generación de energía libre son distintos. La digestión aerobia completa de la glucosa a CO_2 produce más de 38 mol ATP /mol glucosa, mientras la fermentación anaerobia a una mezcla de ácidos orgánicos produce 2-4 mol ATP/mol glucosa (Madigan *et al.*, 1999). La digestión anaerobia subsecuente a metano y dióxido de carbono por diferentes organismos

produce cantidades mucho mas pequeñas de ATP (Thauer, 1998).

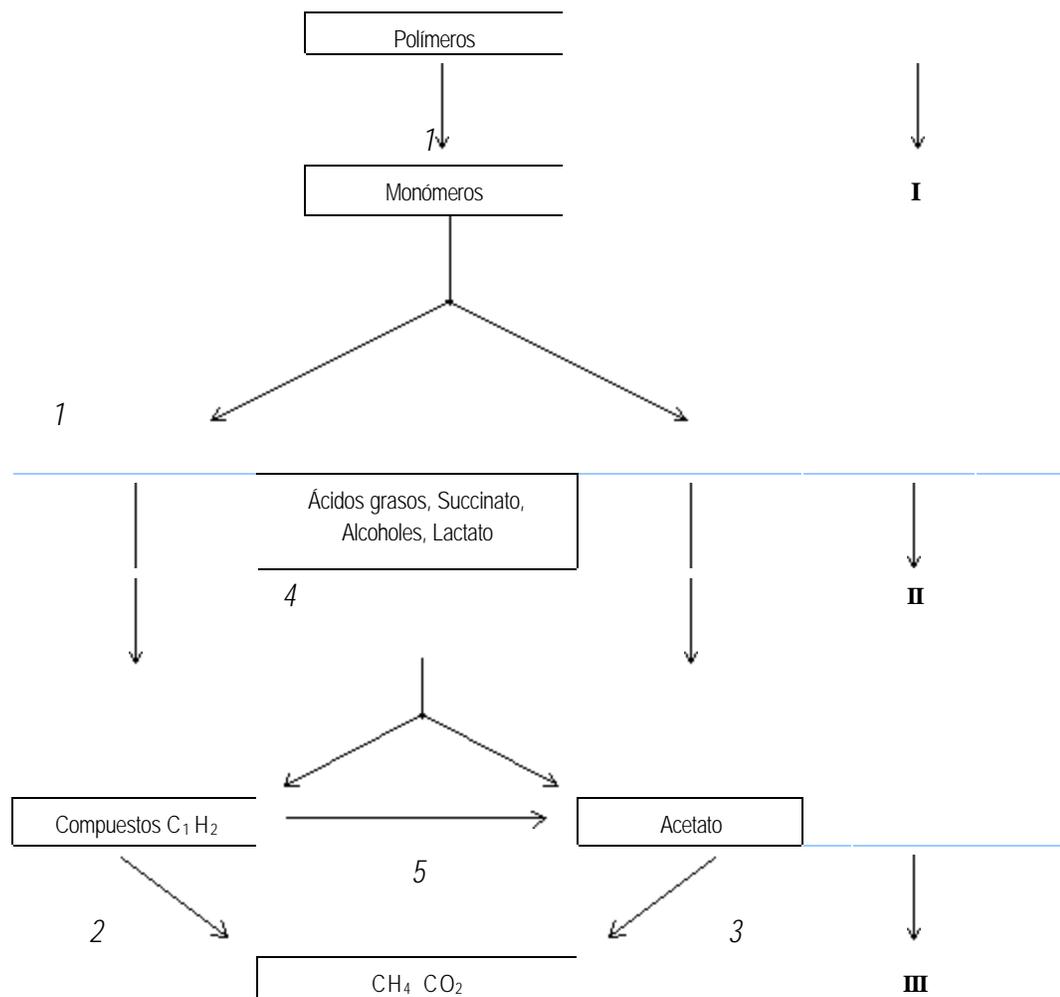
Sin embargo el tratamiento anaerobio de lixiviados puede ser mas difícil de operar bajo condiciones estables y es mas susceptible a diversos choques. También requiere niveles mas altos de sustrato que actúen como fuerza direccional del proceso y en consecuencia puede requerir tiempos de retención más altos o diferentes configuraciones del proceso para lograr un efluente con la calidad exigida para su descarga (Batstone, 1999).

La digestión anaerobia se lleva a cabo a través de una serie de procesos paralelos y secuenciales desarrollados por una variedad de consorcios. En contraste con la digestión aerobia, donde el O_2 existe como un aceptor de electrones externo, los productos gaseosos y disueltos (principalmente CH_4 y CO_2) tienen el mismo estado de oxidación del carbono combinado, tal como lo es para los sustratos primarios. En consecuencia la digestión anaerobia esta enormemente limitada por la necesidad de encontrar aceptores de electrones externos apropiados. Cuando esto es imposible los iones H^+ y HCO_3^{-1} deben ser usados y la termodinámica de estas reacciones requiere que los productos, hidrógeno molecular y formato, sean mantenidos a una baja concentración (aproximadamente 0,1mbar y 0,19mM respectivamente) para que la oxidación sintrófica de los ácidos orgánicos sea posible (Schink, 1997; Batstone, 1999; Madigan *et al.*, 1999)

1.1.1 Microorganismos implicados en el proceso de digestión anaerobia. La conversión de la materia orgánica compleja a metano y dióxido de carbono en un hábitat natural sólo es posible por la acción concertada de al menos cuatro diferentes grupos de procariontes, que incluyen las bacterias fermentativas primarias, las bacterias fermentativas secundarias y dos tipos de metanógenos (Figura 1). El grado de dependencia mutua entre estos diferentes tipos de bacterias

varia considerablemente; mientras los últimos miembros de la cadena alimenticia siempre dependen de los primeros para obtener sus sustratos, ellos también pueden ejercer una influencia significativa sobre los primeros miembros de la cadena al remover los productos metabólicos (Schink, 1997).

Figura 1. Flujo de carbono y electrones a través de varios grupos tróficos de microorganismos implicados en la degradación metanogénica de materia orgánica compleja en un hábitat anóxico de agua dulce.



Schink, 1997.*

* Grupo de bacterias incluidas: 1, bacterias fermentadoras primarias; 2, metanógenos oxidantes del hidrógeno; 3, metanógenos acetoclásticos; 4, bacterias (sintróficas) fermentadoras secundarias; 5, bacterias homoacetogénicas. I, II y III, pasos en la degradación anaerobia.

Los polímeros (polisacáridos, proteínas, ácidos nucleicos y lípidos) son primero convertidos a oligómeros y monómeros (azúcares, aminoácidos, purinas, pirimidinas, ácidos grasos y glicerol) generalmente a través de la acción de enzimas hidrolíticas extracelulares. Estas enzimas son producidas por las bacterias fermentativas primarias "clásicas", las cuales fermentan los monómeros resultantes a ácidos grasos, succinato, lactato y alcoholes, etc. (Fig. 1, grupo 1).

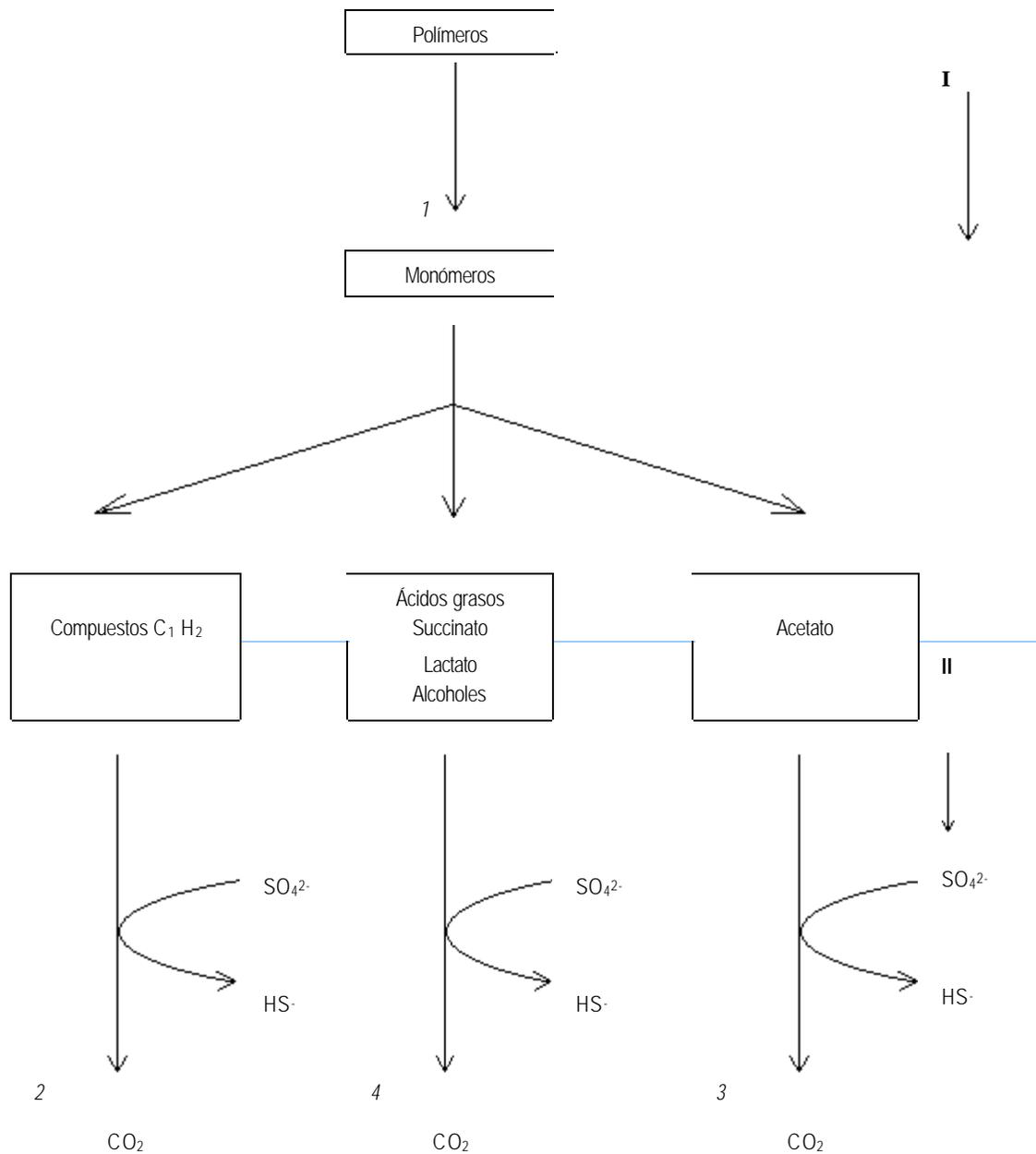
Algunos de estos productos de fermentación, especialmente el acetato, H_2 , CO_2 y otros compuestos de solo un átomo de carbono, pueden ser convertidos directamente por las bacterias metanogénicas en metano y dióxido de carbono (Fig. 1, grupos 2 y 3). Para la degradación de otros productos de fermentación, ácidos grasos de más de dos átomos de carbono y ácidos grasos ramificados y aromáticos, un grupo adicional de bacterias fermentantes es necesario, los denominados fermentadores secundarios o reductores obligados de protones (Fig. 1, grupo 4). Estas bacterias convierten sus sustratos a acetato, dióxido de carbono, hidrógeno y quizá formato, los cuales son subsecuentemente usados por los metanógenos (Schink, 1997).

La situación es levemente distinta en los hábitats anóxicos ricos en sulfato. Aquí también, los procesos primarios de degradación de los polímeros son llevados a cabo por las bacterias fermentadoras primarias, las cuales forman los productos de fermentación antes mencionados. A diferencia de las arqueas metanogénicas (AM), las bacterias reductoras de sulfatos (BRS) son metabólicamente versátiles, y una amplia comunidad de reductores de sulfato pueden usar todos los productos de las fermentaciones primarias y oxidarlos a dióxido de carbono, al tiempo que reducen el sulfato a sulfuro. Como consecuencia, la oxidación completa de la materia orgánica compleja a dióxido de carbono con reducción simultánea del sulfato es un proceso de dos pasos y no depende de las fermentaciones sintróficas (Schink, 1997).

En los ambientes metanogénicos y en los ricos en sulfatos, las bacterias fermentadoras primarias (grupo 1) sacan provecho de las actividades de los socios oxidantes del hidrógeno en el final de la cadena de degradación. Una baja presión parcial de hidrógeno ($<10\text{Pa}$) permite a los electrones al potencial redox del NADH (-320mV) ser liberados como hidrógeno molecular, y los socios de fermentación pueden alternar a la producción de más acetato, CO_2 e hidrógeno, más que a la formación de etanol o butirato, permitiendo así una síntesis adicional de ATP (Schink, 1997; Batstone, 1999).

En un sedimento anóxico bien balanceado en el cual, una población activa que utiliza el hidrógeno mantiene una presión parcial de hidrógeno baja, el flujo del carbono y los electrones va casi exclusivamente a través de las rutas más externas del esquema de flujos (Figura 1, Figura 2), y los intermediarios reducidos de la fermentación juegan solo un papel menor. De ninguna manera, el flujo a través de la ruta central llegará alguna vez a ser cero, dado que los ácidos grasos, etc., son siempre producidos en la fermentación de lípidos y aminoácidos. Los intermediarios centrales reducidos serán más importantes si la cantidad total de hidrógeno incrementa por alguna razón: un ingreso excesivo de sustratos fermentables e inhibición de los metanógenos hidrogenotróficos debido a una caída en el pH ($<6,0$) o por la presencia de compuestos tóxicos. Bajo tales condiciones, la cantidad de ácidos grasos incrementa y el pH puede tornarse ácido, ocasionando una inhibición aún más severa a los metanógenos hidrogenotróficos. En consecuencia el sistema completo experimenta un fallo operativo, lo que significa que la metanogénesis cesa por completo y que la fermentación se detiene con la acumulación de enormes cantidades de ácidos grasos malolientes, tal como se da con frecuencia en los digestores anaerobios de aguas negras mal operados. Obviamente, los metanógenos que usan el hidrógeno y el formato actúan como reguladores primarios en el proceso de conversión metanogénica total y las bacterias sintróficas oxidantes de los ácidos grasos son las

Figura 2. Flujo de carbono y electrones a través de varios grupos tróficos de microorganismos implicados en la degradación dependiente de sulfato de materia orgánica compleja.



Schink (1997).*

* Grupos de bacterias implicadas: 1, bacterias fermentadoras primarias; 2 a 4, bacterias reductoras de sulfato. **I a II**, pasos en la degradación.

mas severamente afectadas por una falla en la remoción del hidrógeno y el formato (Mormile *et al.*, 1996; Schink, 1997; Batstone, 1999).

La función de las bacterias homoacetogénicas (Fig. 1, grupo 5) en el proceso completo es poco comprendida. Ellos conectan el pool de compuestos de un carbono y el hidrógeno al del acetato. Debido a su versatilidad metabólica, ellos también puede participar en las fermentaciones del azúcar y la degradación de sustratos especiales tales como los compuestos de N-metil o fenoles metoxilados. En ciertos ambientes, por ej., a bajos pHs o a bajas temperaturas, ellas pueden competir satisfactoriamente con los metanógenos hidrogenotróficos y tomar su función en diferente grado (Schink, 1997).

1.1.2 Hidrólisis. Los organismos no pueden consumir los sustratos particulados y no solubles, dado que son demasiado grandes para pasar a través de la membrana celular. En consecuencia, son liberadas enzimas extracelulares que rompen los polímeros en moléculas mas pequeñas de sustrato. Tal proceso se conoce comúnmente como hidrólisis.

Los polímeros pueden ser agrupados como carbohidratos, lípidos y proteínas, existiendo para cada grupo hidrolasas específicas y problemas particulares de degradación.

- **Hidrólisis de carbohidratos poliméricos.** Dependiendo de las condiciones de operación la degradación de partículas conformadas mayoritariamente por carbohidratos puede ser en un sistema anaerobio la tasa limitante de la degradación en comparación con la metanogénesis. Los organismos anaerobios no son capaces de hidrolizar la lignina sin tratar. Las bacterias aerobias degradan la lignina por rompimiento oxidativo mediado por las enzimas extracelulares ligninasa y

empleando H_2O_2 como agente oxidante. La presencia de lignina sin tratar generalmente interfiere con la hidrólisis de la celulosa y la hemicelulosa (Batstone, 1999).

Podemos considerar la celulosa como un sustrato modelo para ilustrar el proceso de degradación hidrolítica. La degradación de la celulosa desde fibras hasta glucosa requiere cuatro pasos principales en los que intervienen enzimas (Figura 3) (Batstone, 1999).

Figura 3. Hidrolisis de fibras de celulosa



Batstone, 1999.

Las fibras de celulosa son convertidas a un polímero unidimensional, después al polímero celobiosa y finalmente a glucosa. Diferentes enzimas catalizan cada paso. Cada una de estas enzimas no actúan por separado y es necesario el sinergismo para que el sustrato sea degradado. El proceso también puede considerarse de dos pasos: solubilización de la celulosa a celobiosa y formación de glucosa. La hemicelulosa es fácilmente hidrolizada en comparación con la celulosa y la mayoría de los microorganismos que producen celulasas también producen hemicelulasas (Batstone, 1999).

- **Hidrólisis de proteínas.** El paso límite en la degradación de proteínas es la hidrólisis. La estructura de las proteínas es uno de los factores principales que afectan la velocidad de su degradación. Las proteínas globulares son rápidamente hidrolizables mientras que las proteínas

fibrosas son difíciles de degradar. En general, todas las proteínas, a excepción del tipo de queratina más rígida (tales como la capa más externa del cabello y las uñas de los dedos), son hidrolizables (Batstone, 1999).

Hay tres grupos principales de proteasas: las serina, metalo y ácido proteasas, las cuales tienen pH óptimos alcalinos (8-11), neutros (6-8) y ácidos (4-6) respectivamente. Los activadores de la producción de estas enzimas varían ampliamente. Algunos clostridios las secretan en la fase de crecimiento, en la fase estacionaria o bajo condiciones de stress. La producción de enzimas puede ser suprimida en presencia de sustratos rápidamente biodegradables, tales como glucosa o aminoácidos (Batstone, 1999).

- **Hidrólisis de lípidos.** Los lípidos están compuestos por moléculas de glicerol ligadas a ácidos grasos de cadena larga (AGCL), alcoholes o a otros grupos por un enlace éter o ester (Madigan *et al.*, 1999; Prescott *et al.*, 1999). Grasas y aceites tienen todos los grupos hidroxilo del alcohol esterificados con AGCL. Estos compuestos se denominan en conjunto triglicéridos y forman la mayor parte del material lipídico resultante de un procesamiento cualquiera (Batstone, 1999).

Los ácidos grasos son ácidos carboxílicos con un grupo ácido hidrofílico en un extremo y un grupo alquil hidrofóbico en el otro. A consecuencia de ello son el componente fundamental de la membrana celular. En los organismos superiores constituyen además fuentes de almacenamiento de energía a largo plazo, o aislamiento térmico, tal como las células grasas extramusculares (animales) o las semillas (plantas), siendo la fuente ambiental de lípidos más importante. En su mayor parte los ácidos grasos naturales son moléculas de cadena lineal con un número par de átomos de carbono. Las longitudes de la cadena varían desde 2 hasta 80 átomos de carbono,

aunque la norma es de 12 a 22. Gran parte de ellos contienen dobles enlaces a lo largo de la cadena (Morrison y Boyd, 1990; Wade, 1993). Los ácidos grasos libres a menudo desaparecen de la solución en un máximo de 24 horas y se absorben sobre la fase sólida (Batstone, 1999).

La hidrólisis de los triglicéridos esta catalizada por ester hidrolasas de AGCL, denominadas lipasas. Estas actúan en la interfase liquido-agua durante la hidrólisis enzimática degradando los reactantes insolubles en productos solubles. La mayor parte de la información disponible sobre degradación anaerobia de lípidos corresponde a la obtenida en el rumen de los animales herbívoros (Batstone, 1999).

Tres productos principales son obtenidos por hidrólisis de las grasas: productos que no son ácidos grasos (principalmente glicerol), ácidos grasos insaturados y ácidos grasos saturados. En el rumen, los componentes que no son ácidos grasos son degradados y los ácidos grasos insaturados hidrogenados, pero los ácidos grasos saturados no serán oxidados, probablemente como consecuencia de la alta presión parcial de hidrógeno existente (Batstone, 1999).

La producción de lipasas puede ser estimulada por la presencia tanto de los triglicéridos como de los ácidos grasos. No se conoce si la fuente principal de lipasas son los organismos que utilizan los ácidos grasos, o los organismos que utilizan el glicerol e hidrogenan los ácidos grasos insaturados (Batstone, 1999).

Una característica particular de las lipasas es que su actividad aumenta con los lípidos insolubles más que con los solubles. La actividad de las lipasas aumenta enormemente cuando la concentración de triglicéridos alcanza la saturación y forma una segunda fase. Las lipasas son

adsorbidas en la interfase. Dado que hay un mecanismo de adsorción, la velocidad de adsorción y reacción combinada pueden ser dependientes del área superficial de los triglicéridos insolubles (Batstone, 1999).

Las lipasas bacterianas pueden ser divididas en tres tipos principales: lipasas inespecíficas, 1,3-lipasas específicas y lipasas específicas de ácidos grasos. Las lipasas inespecíficas pueden hidrolizar cualquier ácido graso de un triglicérido sin importar su estructura, actuando en cualquiera de los ácidos grasos. Estos pueden hidrolizar completamente los enlaces ester actuando por igual en todos los sitios acil (Batstone, 1999).

Las 1,3-lipasas específicas solo pueden actuar en los enlaces externos de los triglicéridos, produciendo 1,2-diacilglicerol y 2-monoacilglicerol. Estos esteres de glicérido son inestables y sufren migración del acil a 1,3-diacilglicerol y 1-monoacilglicerol. Subsecuentemente, estos pueden ser degradados por la 1,3-lipasa específica a glicerol y ácidos grasos libres (Batstone, 1999).

Las lipasas específicas de ácidos grasos catalizan la remoción de un ácido graso específico, removiendo preferencialmente ácidos grasos *cis*- Δ^9 -monoinsaturados. Otros ácidos grasos son degradados muy lentamente, especialmente aquellos que contienen un enlace doble adicional entre Δ^1 y Δ^9 (Batstone, 1999).

Por lo general la hidrólisis de los lípidos es considerada más rápida que la de los carbohidratos o que la de los lípidos, y dado que los ácidos grasos no son degradados en el rumen, se asume que la fermentación es el paso limitante de la velocidad en la degradación de los lípidos. Sin embargo

también puede considerarse la hidrólisis como paso limitante si se tienen en cuenta que el crecimiento de las bacterias depende del pH óptimo de la lipasa, de la velocidad de agitación y del tamaño de las partículas. Muchos de los valores cinéticos obtenidos asumen las condiciones existentes en el rumen, donde la presión parcial de hidrógeno evita la degradación de los AGCL (Batstone, 1999).

1.1.3 Fermentación primaria o acidogénesis. La acidogénesis es el primer paso en la producción de energía. La oxidación de los AGCL requiere de un aceptor de electrones externo, así que su degradación se cubre en fermentación secundaria o reducción obligada de protones.

• **Carbohidratos solubles.** La hidrólisis de azúcares solubles a monómeros de azúcar es muy rápida en comparación con la hidrólisis de carbohidratos particulados. En consecuencia, desde un punto de vista práctico, la degradación y regulación de los polisacáridos solubles puede considerarse la misma de los monómeros. Los procesos de fermentación de los monosacáridos C₅ y C₆ es muy similar a la glucosa, y esta puede tomarse como sustrato modelo. Los monosacáridos C₅ producen ácidos alquilo C₃ y C₂, sin CO₂. Por ejemplo, se produce etanol en vez de lactato (Tabla 1.) (Batstone, 1999).

La ruta Embden-Meyerhof-Parnas (EMP) es de importancia central para la generación de ATP en los organismos anaerobios. Uno de los primeros pasos en esa ruta es la conversión de la glucosa en fructosa. Existen dos pasos principales en esa ruta: la oxidación de la glucosa a piruvato (un paso que genera electrones) y las reacciones que conllevan a los productos (que normalmente consumen electrones) (Madigan *et al.*, 1999; Prescott *et al.*, 1999). A partir del piruvato pueden generarse

diversos productos. Existe una gran variedad de productos posibles, sin embargo en los sistemas de cultivos mezclados los productos están en gran parte limitados por las condiciones ambientales (Mormile *et al.*, 1996; Batstone, 1999).

Tabla 1. Productos posibles de la acidogénesis de la glucosa.

	Productos	Reacción	ATP/mol
<i>a</i>	Acetato,	$3C_6H_{12}O_6 \rightarrow 4CH_3CH_2COO^- + 2CH_3COO^- + 2HCO_3^+ + 8H^+$	4/3
<i>b</i>	Lactato	$C_6H_{12}O_6 \rightarrow 2CH_3CHOHCOO^- + 2H^+$	2
<i>c</i>	Etanol	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3CH_2OH + 2HCO_3^+ + 2H^+$	0*
<i>d</i>	Propionato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2 \rightarrow 2CH_3CH_2COO^- + 2H^+ + 2H_2O$?
<i>e</i>	Butirato	$C_6H_{12}O_6 + 2H_2O \rightarrow 2CH_3CH_2CH_2COO^- + 3H^+ + 2HCO_3^+ + 2H_2$	3
<i>f</i>	Acetato	$C_6H_{12}O_6 + 4H_2O \rightarrow 2CH_3COO^- + 4H^+ + 2HCO_3^+ + 4H_2$	4

Batstone *et al.*, 1999; Madigan *et al.*, 1999; Prescott *et al.*, 1999.*

Las dos principales condiciones que regulan los productos son el pH y los niveles de H_2 (Tabla 2). A altas concentraciones de hidrógeno en sistemas de cultivo mezclados, los productos de acidogénesis de la glucosa observados experimentalmente son principalmente acetato, propionato, butirato y lactato (Mormile *et al.*, 1996; Batstone, 1999). Así ocurre en los reactores de acidificación de alta carga, en donde no existen consumidores biológicos de H_2 (su tasa de crecimiento es lenta) y la producción es mas rápida que la eliminación del gas. A medida que los niveles de hidrógeno disminuyen, las reacciones *e* y *f* son mas favorables. Tal conclusión es superficial, dado que los mecanismos están estrechamente relacionados con la relación intracelular: extracelular de hidrogeno molecular y el cambio NAD⁺/NADH (Batstone, 1999).

* La producción de etanol en las levaduras produce energía a través del piruvato. Las bacterias lácticas heterofermentativas producen acetil fosfato como un intermediario del etanol, lo cual no es producción de energía (Madigan *et al.*, 1999). Puede ser posible degradarlo via acetil CoA, lo cual produciría energía (Batstone, 1999).

Tabla 2. Efecto de las condiciones ambientales sobre los productos de acidogénesis del lactato y glucosa

Condiciones	pH alto/ H ₂ alto	pH alto / H ₂ bajo	pH bajo / H ₂ bajo	pH bajo / H ₂ alto
Productos	Propionato / acetato	Butirato / acetato	Etanol / acetato	mas etanol / acetato

Batstone (1999).

- **Aminoácidos.** Los aminoácidos pueden ser degradados de dos formas: como una fermentación oxidación-reducción apareada Stickland, o como aminoácidos individuales empleando un aceptor de electrones externo.

Las reacciones Stickland requieren que un aminoácido actúe como donador de electrones (oxidación) y que el otro actúe como aceptor de electrones (reducción). Los productos del paso de oxidación son siempre NH₃, CO₂ y un ácido carboxílico con un carbón menos que la cadena original, además de ATP. El paso de reducción resulta en un ácido carboxílico con el mismo número total de átomos de carbono del aminoácido original y NH₃. Los aminoácidos pueden actuar como donadores de electrones, aceptores de electrones o ambos. La histidina es el único aminoácido que no puede ser digerido vía una reacción Stickland. El rendimiento de ATP varía de acuerdo al contenido de aminoácidos, pero generalmente es de aproximadamente 0,5mol de ATP por mol de aminoácido. La degradación a través de una reacción Stickland ocurre rápidamente en comparación a la degradación sin acoplar (Batstone, 1999).

La degradación sin acoplar de aminoácidos sólo ocurre cuando hay aceptores de electrones externos disponibles. Para una mezcla común de proteínas o para proteínas puras de gran tamaño, esta ruta es responsable del 10% de los aminoácidos fermentados (Batstone, 1999).

Los productos principales de la degradación de aminoácidos depende de cual ruta se siga, si la degradación Stickland o la desacoplada. Las reacciones Stickland producen normalmente ácidos grasos volátiles superiores al valerato (C_5) a partir de aminoácidos aromáticos. Los aminoácidos aromáticos producen intermediarios aromáticos tales como derivados del fenol, cresol e indol, los cuales presumiblemente se acumulan en forma significativa cuando las concentraciones de hidrógeno son altas. La degradación sin acoplar producen una variedad de productos, dado que las rutas son menos restringidas (Batstone, 1999).

La degradación de otros productos de fermentación (glicerol, ácidos grasos insaturados, lactato) pueden revisarse en Batstone (1999), Madigan *et al.* (1999) y Prescott *et al.* (1999).

1.1.4 Fermentación secundaria o reducción obligada de protones. Este paso también se conoce como acetogénesis sintrófica. Los productos resultantes de la fermentación primaria distintos al acetato, deben ser convertidos a este por reducción de protones o bicarbonato a hidrógeno o formato. La termodinámica de la reacción requiere que las concentraciones de los aceptores de electrones sean mantenidos a un bajo nivel y por ello la reducción obligada de protones esta ligada a las reacciones que consumen hidrógeno o formato (metanogénesis hidrogenotrófica, homoacetogénesis, reducción de sulfato, etc. (Tabla 3)) (Schink, 1997; Batstone, 1999; Madigan *et al.*, 1999).

Dado que los pares HCO_3^- /formato y H^+/H_2 son termodinámica y estequiométricamente similares, el producto aceptor de electrones de la acetogénesis sintrófica se denomina en este documento como hidrógeno, y en ningún momento se excluye al formato como aceptor de electrones. En consecuencia aunque esta sección se denomine reducción obligada de protones, no excluye la

reducción del bicarbonato y la denominación reacciones que consumen hidrógeno no excluye el consumo de formato.

Tabla 3. Cambios de energía libre de Gibbs bajo condiciones estándar en las reacciones que producen y consumen hidrógeno.

Reacción	Ecuación	G°' kJ/mol*
<i>Producción de</i>	<i>Reacciones que producen hidrógeno (reducción de protones).</i>	
Etanol	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{OH} + \text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	+9,68
Valerato	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_3\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + \text{CH}_3\text{COO}^- + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	
Butirato	$\text{CH}_3(\text{CH}_2)_2\text{COO}^- + 2\text{H}_2\text{O} \rightarrow 2\text{CH}_3\text{COO}^- + 2\text{H}_2 + \text{H}^+$	+48,32
Propionato	$\text{CH}_3\text{CH}_2\text{COO}^- + 3\text{H}_2\text{O} \rightarrow \text{CH}_3\text{COO}^- + 3\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+$	+76,50
	<i>Reacciones que consumen hidrógeno (hidrogenotróficas):</i>	
Acetogénesis	$4\text{H}_2 + \text{H}^+ + 2\text{HCO}_3^- \rightarrow 4\text{H}_2\text{O} + \text{CH}_3\text{COO}^-$	-104,56
Metanogénesis	$4\text{H}_2 + \text{H}^+ + \text{HCO}_3^- \rightarrow 3\text{H}_2\text{O} + \text{CH}_4$	-135,60
Sulfidogénesis	$4\text{H}_2 + \text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \rightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	-152,20
Red. fumarato	Fumarato + H ₂ → Succinato	-86,02

Schink, 1997; Batstone, 1999; Madigan *et al.*, 1999. *

Todos los ácidos orgánicos y el etanol pueden ser degradados a través de la acetogénesis sintrófica. Los ácidos grasos de mas de 4 átomos de carbono (C₄₊) son degradables en una ruta semejante a la del butirato, a diferencia del propionato, lo que permite agrupar a los ácidos grasos en 2 tipos de sustratos básicos: ácidos C₄₊ y propionato (Batstone, 1999).

La producción de hidrógeno durante la acetogénesis sintrófica simultanea a su eliminación vía metanogénesis solo es posible en un estrecho rango de concentraciones de hidrógeno. Sin embargo

* Cálculos basados en las energías libres de formación (G°_f) publicadas en Madigan *et al.* (1999). G°_f de H⁺ calculadas a pH 7.

existen otras reacciones que pueden consumir el hidrógeno. Tal función puede ser desempeñada por las bacterias homoacetogénicas, por las bacterias reductoras de sulfatos, por las bacterias reductoras de sulfuros, o por las bacterias reductoras de glicina a fumarato (Tabla 3) (Shink, 1997; Batstone, 1999).

• **Oxidación de ácidos grasos C_n.** Existen tres rutas de degradación de los ácidos grasos C_n: la β-oxidación, la ω-oxidación y la α-oxidación. La β-oxidación es la ruta principal empleada por los organismos anaerobios. Estos también emplean la ω-oxidación, la cual oxida al ácido graso por carboxilación del grupo metilo más lejano. La α-oxidación es la degradación aeróbica por decarboxilación oxidativa secuencial (Batstone, 1999).

Durante la β-oxidación de los ácidos grasos, se remueven pares de átomos de carbono a partir del grupo carboxilo terminal en forma cíclica hasta que la cadena es reducida totalmente a acetil CoA. Este es entonces oxidado a acetato. Cada vuelta del ciclo produce 1/3 ATP. El ATP inicial empleado en la activación del ácido graso es recuperado cuando el acetil CoA final es desactivado.

Una reacción generalizada para ácidos C_n es:

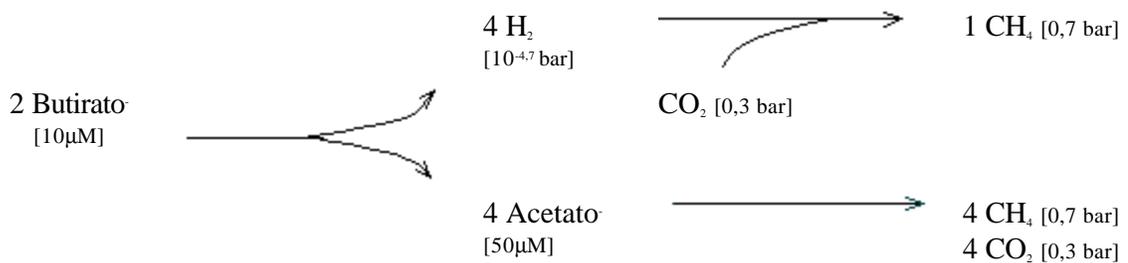


Los AGCL son levemente más ricos en energía en comparación con los AGVs, si se comparan en base al número de átomos de carbonos. Sin embargo, considerando las dificultades asociadas a la adsorción de ácidos grasos y a la producción de hidrógeno, son generalmente de una degradación más lenta. Dado que la β-oxidación requiere una gran cantidad de reducción molecular, probablemente como FADH₂ y con certeza de NADH + H⁺, será inhibida termodinámicamente por

el hidrógeno (Batstone, 1999).

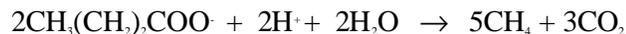
Se ha considerado que la fermentación de ácidos grasos es demasiado lenta, sin embargo tales investigaciones han estado restringidas al rumen, donde la presión parcial de hidrógeno es alta y en consecuencia la degradación es inhibida (Batstone, 1999).

Figura 4. Esquema de la energía compartida entre los tres grupos metabólicos de procariontas que cooperan en la degradación sintrófica del butirato.



Basado en Schink (1997)

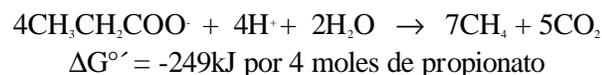
- **Oxidación sintrófica del butirato.** La situación energética de los microorganismos asociados en la conversión de butirato a metano y CO₂ es ilustrada en la figura 4. La reacción total



produce bajo condiciones estándar una $\Delta G^{\circ'}$ de -177kJ por 2 moles de butirato. A concentraciones equiparables a las prevalecientes en hábitats naturales (sedimentos de agua dulce o digestores de aguas negras: butirato 10 μM; CH₄ 0,7*10⁵Pa; CO₂ 0,3*10⁵Pa) la energía libre de este proceso cambia a -140kJ/2 mol de butirato. Esta reacción es catalizada por una comunidad de tres tipos diferentes de procariontas, las cuales cooperan en siete reacciones parciales independientes: la conversión del butirato a acetato e hidrógeno ocurre dos veces, la reducción del CO₂ a metano ocurre una vez y la degradación del acetato a metano y CO₂ ocurre 4 veces (Schink, 1997).

Las siete reacciones parciales descritas tienen que producir ATP para los microorganismos que las catalizan; ellos son especialistas para cada una de las reacciones y dependen exclusivamente de la energía generada a partir de ellas, porque no son capaces de cambiar a otros tipos de energía metabólica. Si se asume que ellos comparten la energía disponible en partes iguales, el cambio de energía libre es de alrededor de 20 kJ por mol para cada una de las reacciones parciales. Con estos valores de energía libre, puede calcularse las concentraciones correspondientes de los intermediarios de la fermentación, alrededor de 2 Pa para el H₂ y 50 μM para el acetato. Estos valores concuerdan bastante bien con aquellos medidos en los sedimentos o en los lodos de digestión. Con base en ello parece razonable asumir que el cambio en energía libre del proceso total es compartido por todas las reacciones parciales en cantidades casi iguales. Esta cantidad está en el rango del cuanto de energía mínima (alrededor de 20 kJ por mol) que puede ser utilizado en la formación de ATP (Schink, 1997).

- **Oxidación sintrófica del propionato.** Para la oxidación sintrófica del propionato puede desarrollarse un esquema semejante al propuesto para la oxidación sintrófica del butirato, de acuerdo con la ecuación:



El cambio de energía libre está en el rango de -22 a -23 kJ por mol (11 reacciones parciales) para todos los socios implicados, incluido el oxidador sintrófico del propionato. La ruta de oxidación del propionato de tal bacteria es básicamente inversa a la formación fermentativa clásica del propionato con metilmalonil CoA, succinato, malato, piruvato y acetil CoA como intermediarios. De estos la oxidación del succinato y el malato son los más difíciles de acoplar a la reducción de protones. Se requerirían de presiones parciales de hidrógeno (pH₂) de 10⁻³ a 10⁻¹⁰ Pa

respectivamente y son demasiado bajas como para que un metanogeno sea capaz de mantenerlas (Schink, 1997).

La energía libre de la oxidación del propionato es tan baja que aún a pH_2 de 10^5 bar la producción de ATP y en consecuencia el rendimiento es escaso. Teniendo en cuenta la generación de energía libre, la producción de ATP por molécula de propionato oxidado variaría de 1/3 a 1/10 de ATP. El oxidador sintrófico de propionato mas ampliamente estudiado es *Syntrophobacter wolinii* (Schink, 1997; Batstone, 1999). Algunas bacterias sintróficas oxidantes del propionato son también capaces de reducir el sulfato (Harmsen *et al.*, 1996; Schink, 1997).

1.1.5 Reacciones hidrogenotróficas o reacciones que consumen hidrógeno. En la sección anterior las oxidaciones sintróficas se analizaron en su totalidad, incluyendo la metanogénesis hidrogenotrófica y acetoclastica. En esta sección se discuten individualmente la metanogénesis hidrogenotrófica, además de la homoacetogénesis. La metanogénesis acetoclástica se discute en la siguiente sección, por que no es un proceso que consuma hidrógeno. La reducción de sulfatos aunque es una reacción hidrogenotrófica se presenta en una sección aparte, porque generalmente no esta asociada a la oxidación sintrófica de los ácidos grasos, y puede degradar ácidos grasos sin recurrir a ella.

La ruta principal de remoción del hidrógeno en los reactores mesofílicos de alta carga es la metanogénesis hidrogenotrófica. Esto ocurre por activación de una molécula de CO_2 o formato y la hidrogenación sucesiva de este complejo. Como paso final se forma metil CoA y esta es reducida a metano produciendo un ATP por cada molécula de metano formado (Batstone, 1999). Ninguna arquea metanogénica puede utilizar energía por fosforilación a nivel de sustrato y el ATP es

generado a partir de una fuerza motora de protones o de iones Na⁺ (Schäfer *et al.*, 1999).

Otro sumidero potencial del hidrógeno son las bacterias homoacetogénicas, las cuales median la oxidación/reducción paralela de los grupos carboxilos para formar un grupo carbonilo y uno metilo. Estos son ligados empleando CoA para formar acetyl CoA, la cual es entonces reducida a acetato con producción de un ATP. Los homoacetógenos pueden ser importantes en los reactores acidogénicos, donde una tasa de crecimiento más alta permite a los homoacetógenos superar a los metanógenos hidrogenotróficos. En reactores acidogénicos de alta carga son responsables del 20 al 30% del acetato producido. Sin embargo los reactores de lecho fijo y los granulares permiten el crecimiento de los metanógenos hidrogenotróficos con un umbral para la presión parcial del hidrógeno molecular de 0,04mbar. El valor umbral de la presión parcial del hidrógeno para los homoacetógenos es de 0,43 a 0,95mbar, lo cual es incompatible con la oxidación del propionato (0,1mbar). En consecuencia la contribución de los homoacetógenos al consumo de H₂ en reactores de lecho fijo y de baja carga es probablemente insignificante (Batstone, 1999). La producción de acetato a partir de H₂ y CO₂ es mucho más favorable que la metanogénesis hidrogenotrófica bajo condiciones psicofílicas (Schink, 1997).

1.1.6 Metanogénesis acetoclástica. La reacción metanogénica final es acetoclástica o acetotrófica (escisión del acetato a metano y CO₂):



Sólo dos géneros de metanógenos, *Methanosarcina* y *Methanothrix* (*Methanosaeta*) tienen especies acetoclásticas. El género *Methanothrix* incluye solo 3 especies todas homotróficas. El género *Methanosarcina* es heterotrófico (Madigan *et al.*, 1999) y domina en ambientes con una concentración de acetato mayor a 1mM. *Methanothrix* domina por debajo de este valor y es

sensible al pH, siendo inhibido por debajo de pH 7 (Batstone, 1999).

El primer paso es la activación del acetato a acetyl CoA, siendo esta la principal diferencia entre ambos géneros. Dado que *Methanosarcina* opera a niveles más altos, el acetato puede ser activado en dos pasos que requieren 1 mol de ATP por cada mol de acetato. *Methanotherix* emplea 2 mol de ATP para llevar a cabo la activación de una mol de acetato (a bajas concentraciones). En consecuencia *Methanosarcina* probablemente tiene un rendimiento total de aproximadamente 1 mol ATP por mol acetato más que *Methanotherix*, aunque este puede crecer a bajas concentraciones de acetato (Batstone, 1999).

1.1.7 Reducción de sulfatos o sulfidogénesis.* El sulfato, la forma más oxidada del azufre, es comúnmente empleado como aceptor de electrones por un grupo de procariontes de amplia distribución en la naturaleza, las bacterias reductoras de sulfato (BRS). El producto final de la reducción del SO_4^{2-} es el H_2S , un importante producto natural que participa en múltiples procesos biogeoquímicos (Madigan *et al.*, 1999).

En consideración a los potenciales redox, el sulfato es un aceptor de electrones menos apropiado que el O_2 o el NO_3^- , pero más favorable que el CO_2 . En consecuencia genera a los procariontes que lo reducen una cantidad de energía menor que la obtenida usando O_2 o NO_3^- , pero mayor a la obtenida usando CO_2 . Los donadores de electrones empleados por las BRS son H_2 , ácidos orgánicos, ácidos grasos volátiles, ácidos grasos de cadena larga y alcoholes. La mayoría de las

* La reducción de sulfatos puede ser desasimilatoria o asimilatoria, según se utilice el sulfato como aceptor de electrones o como fuente de S en la biosíntesis, respectivamente. En este documento sólo se hace referencia a la primera forma de reducción.

BRS emplean el H_2 , el lactato y el piruvato, como donadores de electrones. Los restantes son de un uso más limitado (Madigan *et al.*, 1999).

La reducción de SO_4^{2-} a sulfuro de hidrógeno, una reducción de ocho electrones, ocurre mediante ciertas fases intermedias. El ion sulfato es estable y no puede usarse sin que antes se active. El sulfato se activa empleando ATP y formando adenosin fosfosulfato (APS). La porción sulfato del APS es reducida a sulfito (SO_3^{2-}) liberando AMP. Formado el sulfito las reacciones siguientes son muy rápidas. Algunos organismos son incapaces de reducir el sulfato, pero son capaces de convertir el sulfito en H_2S , probablemente porque carecen del sistema APS (Madigan *et al.*, 1999).

La estequiometría entre la producción de ATP y la reducción de sulfatos, en el genero *Desulfovibrio* indica que se produce una molécula neta de ATP por sulfato reducido a sulfito y que en la reducción de sulfito a sulfuro se producen tres moléculas netas de ATP. Estos valores concuerdan con la ruta de degradación del sulfato propuesta (Madigan *et al.*, 1999).

El transporte de electrones de las BRS esta fundamentado en citocromos, transfiriendo electrones desde la fuente de energía al ion sulfato en el APS, y al sulfito. El citocromo c_3 es específico de las BRS y no se encuentra en organismos que emplean aceptores de electrones distinto al sulfato. Las BRS que emplean acetato y otros ácidos grasos poseen además un tipo de citocromo b , no presente en aquellas que no emplean este tipo de sustratos (Madigan *et al.*, 1999).

El hidrógeno molecular procedente del medio o de algunos donadores orgánicos de electrones transfiere electrones a la enzima hidrogenasa asociada al citocromo c_3 . Tal transferencia de electrones es aprovechada para crear un gradiente de protones que es usada en la síntesis de ATP.

En el citoplasma los electrones son usados en la reducción del APS y del sulfito (Madigan *et al.*, 1999).

Cuando las BRS crecen con H_2/SO_4^{2-} , crecen quimiolitotróficamente como hidrogenotrofos. En estas condiciones algunas especies pueden incluso crecer autotróficamente usando CO_2 como única fuente de carbono. Sin embargo, la mayor parte de las BRS son quimiorganotrofas y usan varios compuestos orgánicos como donadores de electrones (Madigan *et al.*, 1999).

Se conocen 18 géneros de BRS y pueden subdividirse en dos grandes grupos: Los géneros del grupo I como *Desulfovibrio*, *Desulfomonas*, *Desulfotomaculum*, y *Desulfobulbus* usan lactato, piruvato, etanol o ciertos ácidos grasos como fuentes de carbono y energía, reduciendo el sulfato a sulfuro de hidrógeno, siendo incapaces de oxidar el acetato. Los géneros del grupo II, como *Desulfobacter*, *Desulfococcus*, *Desulfosarcina* y *Desulfonema* están especializados en la oxidación de los ácidos grasos, particularmente del acetato, reduciendo el sulfato al sulfuro. La mayoría de las BRS son bacterias pertenecientes a la subdivisión δ de las proteobacterias* (Madigan *et al.*, 1999).

1.2 TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE LIXIVIADOS

Los lixiviados de los rellenos sanitarios presentan altas concentraciones de contaminantes tales como amonio, contaminantes orgánicos medidos como demanda química de oxígeno (DQO) y demanda biológica de oxígeno (DBO), hidrocarburos halogenados y metales pesados. Además por lo general los lixiviados contienen altas concentraciones de sales inorgánicas, principalmente cloruro de sodio, carbonatos y sulfatos. En consecuencia se consideran desechos peligrosos y deben ser colectados y

* La denominación BRS en este documento tiene valor taxonómico y no incluye a las arqueas termofílicas reductoras de sulfatos. El autor no conoce de reportes de arqueas reductoras de sulfatos mesofílicas.

tratados antes de su descarga (Gierlich y Kollbach, 1998). Los lixiviados de los rellenos sanitarios Plazuelas, Santa Clara y Antanas de la ciudad de Pasto, por ej., presentan altas concentraciones de nitratos, nitritos, amonio, contaminantes orgánicos (DQO, DBO), y metales pesados, además de sales inorgánicas tales como cloruros, sulfatos y fosfatos (González y Martínez, 1998; LA, UDENAR, 2001, 2002; SUBCAM, CORPONARIÑO, 2001, 2002).

Los diferentes tipos de tratamiento de los lixiviados de los rellenos sanitarios varían en cada uno de los países, y aun dentro de cada país dependiendo del tipo de desecho depositado (municipal y/o industrial) y de la edad del relleno. En Europa, por ej., en muchos casos los lixiviados son descargados sin ningún tipo de tratamiento y en otros pretratado por floculación química seguida por sedimentación y filtración. En el caso del tratamiento biológico, las plantas destinadas a tal fin incluyen una primera etapa de tratamiento, un proceso de lodos activados de dos fases, nitrificación / desnitrificación, con el objetivo de remover el amonio, la DQO, y la DBO. Por lo general el efluente del tratamiento biológico todavía presenta valores de DQO altos, así que requiere de etapas de tratamiento adicional. Una opción es la remoción de la DQO residual a través del uso de carbón activado. Otra opción es oxidar los componentes de la DQO no degradable con ozono, convirtiéndose en DBO, que puede ser removida en etapas adicionales de tratamiento biológico (Gierlich y Kollbach, 1998)

Sin embargo los procesos de lodos activados, una tecnología tradicional y fiable, presenta algunos inconvenientes: requiere de grandes áreas superficiales, de la disposición de grandes volúmenes de lodos de desecho y de los costos asociados al uso de reactivos y a la clarificación. Alternos a este sistema de cultivo en suspensión, existen los sistemas de cultivo fijo o biofilms, de los cuales los mas conocidos corresponden a los sistemas de filtros percoladores y biodiscos. Las variantes incluyen el

empleo de columnas de flujo ascendente o descendente, de lecho fijo o fluidificado, que utilizan como material portador carbón activado, arena u otro tipo de material portador diseñado o seleccionado específicamente para tal fin (Metcalf & Eddy, 1995; EFX Systems, 1997). Para el tratamiento de lixiviados de rellenos sanitarios se han empleado con éxito reactores anaerobios de lecho fluidificado, empleando carbón activado o arena como material portador (EFX Systems, 1997), y relativamente con éxito reactores anaerobios de lecho fijo (Henry y Prasad, 2000). Ambos tipos de reactores anaerobios fundamentan su desempeño en la alta concentración de la biomasa que alcanzan al interior del reactor.

En la actualidad el tratamiento anaerobio de aguas de desecho es una tecnología bien establecida con un amplio rango de aplicaciones y usado eficazmente bajo condiciones psicrófilas (<15°C), mesófilas (15-45°C) y termófilas (50-70°C). Es de interés para nuestro trabajo, el rango psicrófilo dadas las condiciones de temperaturas moderadamente bajas que se presentan en el emplazamiento del relleno sanitario Antanas, y mas aun en los rellenos sanitarios Plazuelas y Santa Clara. Un sistema EGSB (Expanded Granular Sludge Bed) de dos etapas a escala de laboratorio fue exitosamente operado a velocidades de carga orgánica (VCO) de 15,5gDQO/l.dia, temperatura 8°C, con un porcentaje de remoción de la DQO del 90%, y a una VCO de 5,5gDQO/l.dia, temperatura 3°C, con un porcentaje de remoción de la DQO del 80%. La DQO del influente presenta la siguiente composición relativa: acetato, propionato, butirato: 1:1,5:1,8 (Lettinga *et al.*, 1999). Este trabajo demuestra la factibilidad del tratamiento anaerobio a bajas temperaturas, siempre que se mantengan al interior del reactor excelentes condiciones de mezcla, un microecosistema balanceado y condiciones ambientales apropiadas (no acumulación de productos de inhibición) que favorezcan a los microorganismos metanogenos, quienes catalizan los pasos finales de la cadena trófica anaerobia y son el factor limitante del proceso total de conversión (Raskin *et al.*, 1996).

Las arqueas metanogénicas (AM), sin embargo no son la única población microbiana capaz de catalizar los pasos finales de degradación anaerobia. En presencia de niveles no limitantes de sulfatos, los metanógenos son pobres competidores frente a las bacterias reductoras de sulfatos (BRS), tanto en los ambientes naturales como en los diseñados por el hombre. Las BRS superan a los metanógenos porque ellas compiten mejor por los sustratos comunes (H₂ y acetato) dadas sus ventajas cinéticas y termodinámicas (Kalyuzhni *et al.*, 1998; Madigan *et al.*, 1999; Prescott *et al.*, 1999). Es más se creía que los metanógenos eran la población dominante en ambientes carentes de sulfatos, sin embargo investigaciones en reactores anaerobios de lecho fijo demuestran la presencia de BRS en cantidades significativas sin depender del sulfato, sino probablemente de las rutas de fermentación y/o acetogénica reductora de protones. Se ha observado que las BRS pueden crecer en simbiosis con los metanógenos consumidores de formiato o hidrógeno sobre lactato, etanol, propionato y piruvato en cocultivos definidos, eliminando su necesidad de reducir el sulfato (Kalyuzhnyi *et al.*, 1998; Raskin *et al.*, 1996).

Las BRS son llamativas si se considera que los lixiviados del relleno sanitario Plazuelas y Antanas presentan concentraciones importantes de sulfatos (2000 y 5000mg/l respectivamente) (González y Martínez, 1998; LA, UDENAR, 2001, 2002). Si el sulfato predomina como aceptor de electrones, el reactor anaerobio a operar se denomina reactor sulfidogénico y debería desempeñarse atendiendo a las ventajas cinéticas y termodinámicas de las BRS, por encima de un reactor metanogénico, la tecnología anaerobia tradicional.

La efectividad de la ruta sulfidogénica en el tratamiento de lixiviados provenientes de rellenos sanitarios ya ha sido previamente evaluada. Henry y Prasad (2000) compararon la efectividad de la ruta sulfidogénica y metanogénica, en el tratamiento anaerobio de lixiviados provenientes de rellenos

sanitarios por filtros anaerobios, a diferentes relaciones DQO/SO_4^{2-} y a diferentes VCO. Sus resultados mostraron que las SRB eran dependientes de la concentración de la materia orgánica en el lixiviado. A altas concentraciones de DQO, relaciones bajas ($\leq 1,6$) de DQO/SO_4^{2-} provocaron condiciones toxicas que resultan ser mas inhibitorias para las SRB que para las AM. A medida que la relación DQO/SO_4^{2-} aumenta, la metanogénesis predomino. Las SRB no predominaron en ninguna relación DQO/SO_4^{2-} con lixiviados de alta concentración de materia orgánica. La remoción de DQO mas alta que fue alcanzada es del 70%, del cual el 20% fue obtenido por las BRS a una relación DQO/SO_4^{2-} de 1,6 y a una VCO de 4KgDQO/m³.día.

Con lixiviados de bajas concentraciones de materia orgánica (DQO, 1500-3000 mgO₂/l), y a relaciones de $DQO/SO_4^{2-} \leq 1$, predominan las BRS. En estos filtros anaerobios las BRS predominaron, reduciendo la DQO también como las AM. No se desarrollo inhibición por sulfuros a ninguna carga en estas unidades que tratan lixiviados de baja concentración de DQO. En consecuencia, tanto las BRS como las AM deben funcionar a relaciones entre DQO/SO_4^{2-} de 1. Sin embargo a una carga de 6 KgDQO/m³.día solo se alcanzo una remoción de DQO del 27%, en su mayor parte a través de la ruta sulfidogénica. Estos valores de VCO son equiparables a aquellos aplicados en los sistemas metanogénicos (Henry y Prasad, 2000).

El tipo de reactor empleado en esta investigación es uno de lecho fijo de flujo ascendente o filtro anaerobio. Los reactores de este tipo que poseen lecho desordenado contienen además de los microorganismos bentónicos, hasta un 50% de microorganismos planctónicos, atrapados en los intersticios del material inerte. Dada la inmovilización de la biomasa son capaces de alcanzar cargas orgánicas elevadas, un reactor de este tipo a escala laboratorio operado con condensados de la industria del papel alcanzo una VCO de 200gDQO/l.dia con un porcentaje de remoción del 80%

(Salazar, 1999). Aun con estos datos y con la hipótesis del reactor sulfidogénico antes expuesta los parámetros de operación del filtro anaerobio se calcularon de acuerdo a las VCO típicas descritas en la literatura para un filtro anaerobio mesofilo: 0,96-4,8gDQO/l.dia (Metcalf & Eddy, 1995).

2. MATERIALES Y METODOS

2.1 REACTORES BIOLÓGICOS A ESCALA LABORATORIO

Los reactores empleados en esta investigación corresponden a los denominados filtros anaerobios, bioreactores de lecho fijo de flujo ascendente. Aunque se catalogan como de lecho fijo, existe evidencia de que la biomasa suspendida desempeña un papel preponderante en su actividad total. Los reactores consisten de columnas de policloruro de vinilo, con un volumen total aproximado de 10 l, y un volumen de lecho aproximado de 8 l. En la parte inferior del bioreactor se depositaron perlas de cristal con un diámetro de 1 cm y 0,5 cm en capas sucesivas de 3 cm, partiendo desde el fondo con las de mayor diámetro, a fin de permitir una adecuada distribución transversal del influente al interior de la columna. En la cabeza del reactor se ubico una motobomba sumergible, encargada de la recirculación (Caudal: 4950 l/día) (Figura 5).

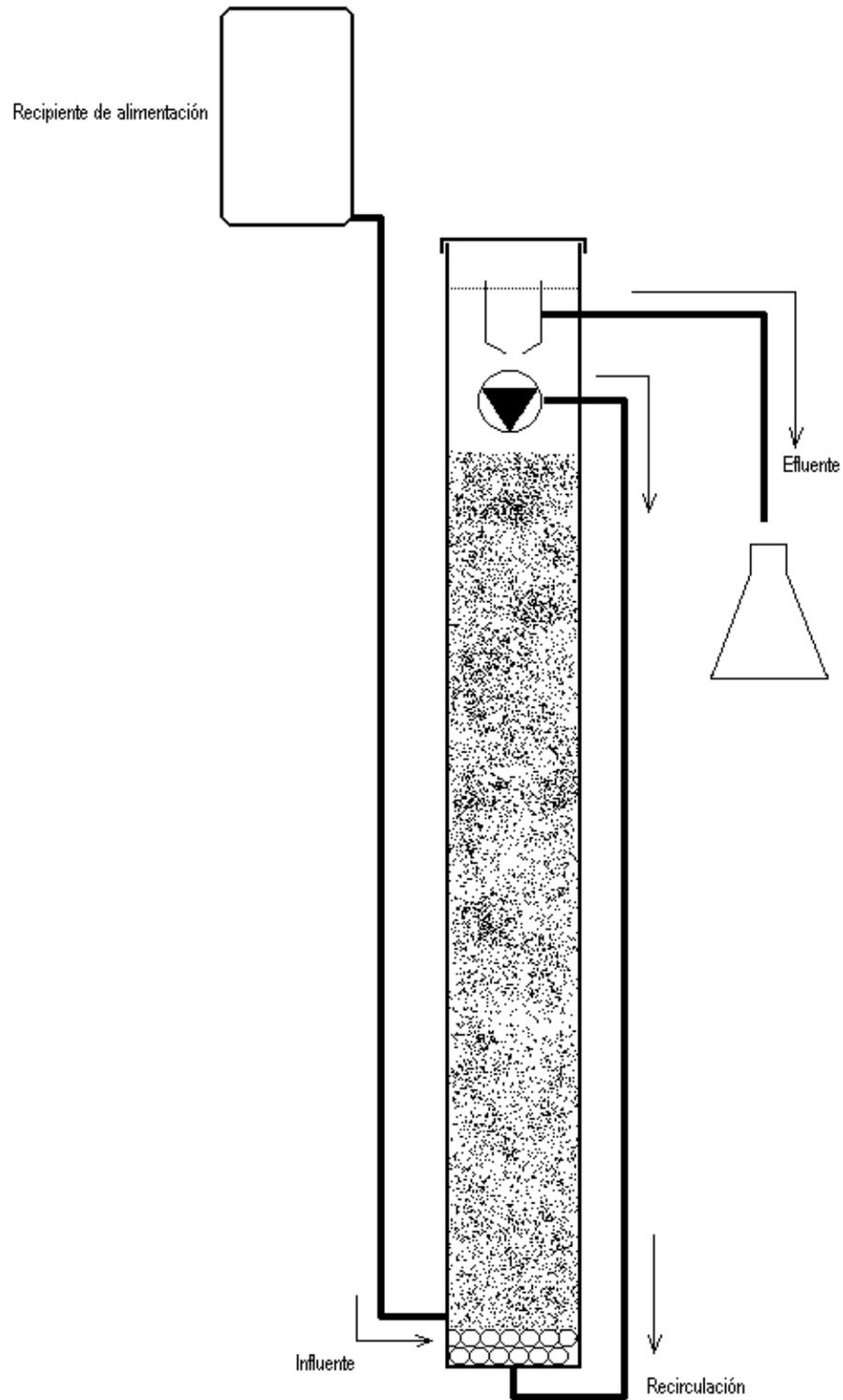
2.2 BIOMASA

Cada uno de los reactores se inoculo con 5000 ml de lodos provenientes del tanque de almacenamiento de lixiviados del relleno sanitario Antanas, aplicados en porciones de 1000 ml en periodos sucesivos cada dos días.

2.3 MATERIALES PORTADORES

Cada uno de los reactores fue relleno con uno de los siguientes materiales portadores: conchas de moluscos marinos, anillos estriados de policloruro de vinilo (diámetro 2,5 cm), y grava de cuarzo. El volumen ocupado por el material portador a emplear es de aproximadamente 7,85 l

Figura 5. Diagrama esquemático del bioreactor empleado en esta investigación



(profundidad del lecho: 1 m). Los volúmenes activos* de cada uno de los reactores y el porcentaje de espacio libre para cada uno de los materiales portadores (obtenido experimentalmente usando columnas semejantes a las empleados como reactores, diámetro 10,15cm) se muestran en la tabla 4.

Tabla 4. Características de los reactores en función del material portador empleado.

Reactor	Material portador	% de espacio libre del material portador	Volumen calculado (l)	Volumen activo (l)*
RI	Conchas de moluscos	56,58%	9,89	6,81
RII	Grava	44,44%	9,89	5,45
RIII	Anillos de PVC	84,81%	9,89	9,10

2.4 ANALISIS DEL INFLUENTE Y EFLUENTE

La determinación de la DQO (5220 D.), AGV (5660 C.), sulfatos (4500-SO₄²⁻ E.), sulfuros (4500-S2-B. y E.), amonio (4500-NH₃ B. y D.), fosfatos (4500-P B. y C.) y alcalinidad (2320 B.) se llevaron a cabo según los métodos y las recomendaciones consideradas por APHA, AWWA y WPCF (1992). La separación entre la DQO total (DQOt) y la DQO soluble (DQOs) se hizo empleando filtros de nitrocelulosa 0,45μ. El pH y el potencial estándar redox se midió con pH/mVmetro. Los análisis se desarrollaron en un laboratorio adjunto al Laboratorio de Aguas, SUBCAM, CORPONARIÑO, dedicado exclusivamente a esta investigación.

La interferencia en la determinación turbidimétrica de sulfatos, por la presencia de altas concentraciones de materia orgánica en el lixiviado influente y efluente del periodo de operación I, fue eliminada por extracciones sucesivas (3) liquido-liquido 1:1 vol/vol con n-hexano. La

* Volumen activo: Volumen libre al interior del reactor que puede ser ocupado por el influente, una vez se ha considerado el volumen ocupado por el material portador.

efectividad de tal operación fue evaluada adicionando patrones de concentración conocida de sulfato(10mg $\text{SO}_4^{2-}/\text{l}$) después de la extracción, obteniendo recuperaciones cercanas al 100%. Tal interferencia fue eliminada en el lixiviado influente y efluente del periodo de operación II del reactor I por precipitación de la materia orgánica suspendida por adición de NaOH y AlCl_3 , tal como lo describe APHA, AWWA y WPCF (1992), en la determinación de sulfuros solubles..

2.5 OPERACION

Los reactores se ubicaron al exterior en la sede de la Corporación Autónoma Regional para el Desarrollo de Nariño, CORPONARIÑO, Pasto. Durante la inoculación, los lodos fueron suspendidos en mezcla agua lixiviado 1:1 con la que se llenaron cada uno de los reactores, iniciándose inmediatamente la recirculación. Los reactores no fueron alimentados durante tres meses, a fin de que los microorganismos crezcan y se adapten a las características de operación. Se emplearon factores de recirculación altos a fin de asegurar un ambiente cercano a la mezcla completa que promueva el crecimiento uniforme a través de todo el reactor. Una vez el lixiviado dentro del reactor alcanzo una concentración de DQO cercana al 20% de la concentración total de DQO del lixiviado influente, se arrancaron los reactores a una VCO* (velocidad de carga orgánica calculada para el volumen total (9,89l)) aproximada de 0,35gDQO/l.día, para continuar con la operación a una VCO* de 0,75mgDQO/l. El influente del periodo operacional I se almaceno en un tanque principal de 500 l a temperatura ambiente, en un sitio fresco y protegido de la luz solar. El influente del periodo operacional II se almaceno en recipientes de vidrio ámbar de 4 l a 4°C, siendo analizado cada recipiente como si se tratase de un lote (los análisis efectuados a cada recipiente, como mínimo dos en diferentes días, se promediaron y tal valor es el que se empleo en los cálculos).

3. RESULTADOS

3.1 ARRANQUE DE LOS REACTORES

Los reactores fueron inoculados con lodos provenientes del tanque de almacenamiento de lixiviados del RSA y suspendidos en una mezcla H₂O:lixiviado (concentración aproximada DQO: 37500 mgO₂/l). Con esta solución se llenaron los reactores y se dio inicio a la recirculación. Esta fase de inoculación se extendió durante tres meses (octubre, noviembre, diciembre del 2001; días -120 a -30). Durante este último mes se intentó dar inicio a la operación, dado que la concentración de la DQO al interior de los reactores I y II era de aproximadamente 15000 mgO₂/l y que el pH había aumentado en 0,5 unidades. La operación no se pudo iniciar porque no fue posible controlar un caudal constante de alimentación continua a partir del tanque de almacenamiento principal, aun cuando se utilizó el sistema empleado en venoclisis, que permite suministro por goteo. Durante este periodo los reactores I y II se vieron expuestos durante periodos de un día a VCO de hasta 4gDQO/l.día (KgDQO/m³.día), de las cuales se recuperaron. El reactor III no exhibió cambios significativos ni en el pH, ni en las concentraciones de DQO en su interior hasta el día -34 (inicio de operación), así que fue excluido de esta investigación. Así mismo el reactor I y II exhibieron actividad sulfidogénica, observable por el cambio de color en el lixiviado efluente (color negro) respecto al lixiviado influente (café). El reactor III no manifestó tales cambios en el color del lixiviado contenido en su interior sino hasta el día 30-40 de esta investigación.

3.2 OPERACION DE LOS REACTORES

La operación de los reactores I y II se inició a partir del día -29, con alimentación discontinua (día) empleando recipientes de 1l y equipo de venoclisis, con una VCO* aproximada de 0,35gDQO/l.día,

hasta el día -24. A partir del día -23 se operaron a una VCO* aproximada de 0,75gDQO/l.día.

A partir del día 0 hasta el día 90 se registraron las concentraciones de DQOt, DQOs, AGV, alcalinidad y pH, sulfatos y amonio tanto en el influente como en el efluente del RI. Tales determinaciones solo se realizaron hasta el día 30 en el RII, en que por fallos consecutivos en la motobomba de recirculación y taponamiento en el conducto de ingreso del influente y en el de recirculación tuvo que sacarse de operación. Hasta el momento en que se registro los datos de operación del RI y del RII, fue constante la mayor eficiencia en la remoción de la DQO y valores de pH mas altos del RI en comparación con el RII (Figura 6).

3.3 PERIODO DE OPERACION I

La operación de RI fue dividida en dos etapas separadas por un periodo de re arranque de 60 días en que el influente fue cambiado. La tabla 5 resume las características químicas de los lixiviados utilizados como influente durante ambos periodos.

Los gráficos 7, 8 y 9 muestran el periodo de operación inicial de 90 días durante el cual se registro la operación de RI. El reactor fue operado a VCOs entre 1,08 - 1,39 gDQO/l.día, y a VF_{AGV} entre 0,39 - 0,44 gCH₃COOH/l.día, con un TRH aproximado de 68.1 días (Tabla 6). El periodo total durante el cual se ha operado este reactor es de 140 días, exhibiendo un desempeño aceptable durante 30 días (%r DQO \geq 50%, %r AGV \geq 30%). En los día 70-90 se registra un fallo operativo total logrando %r menores al 30%, y un cambio de color en el efluente desde el negro típico durante los primeros meses de operación a una tonalidad café semejante a la del influente. En consecuencia este reactor dejo de ser alimentado durante 20 días, al cabo de los cuales no hubo recuperación evidente del reactor.

Figura 6. Desempeño comparativo entre RI y RII. Eficiencias en la remoción de la materia orgánica (%r).

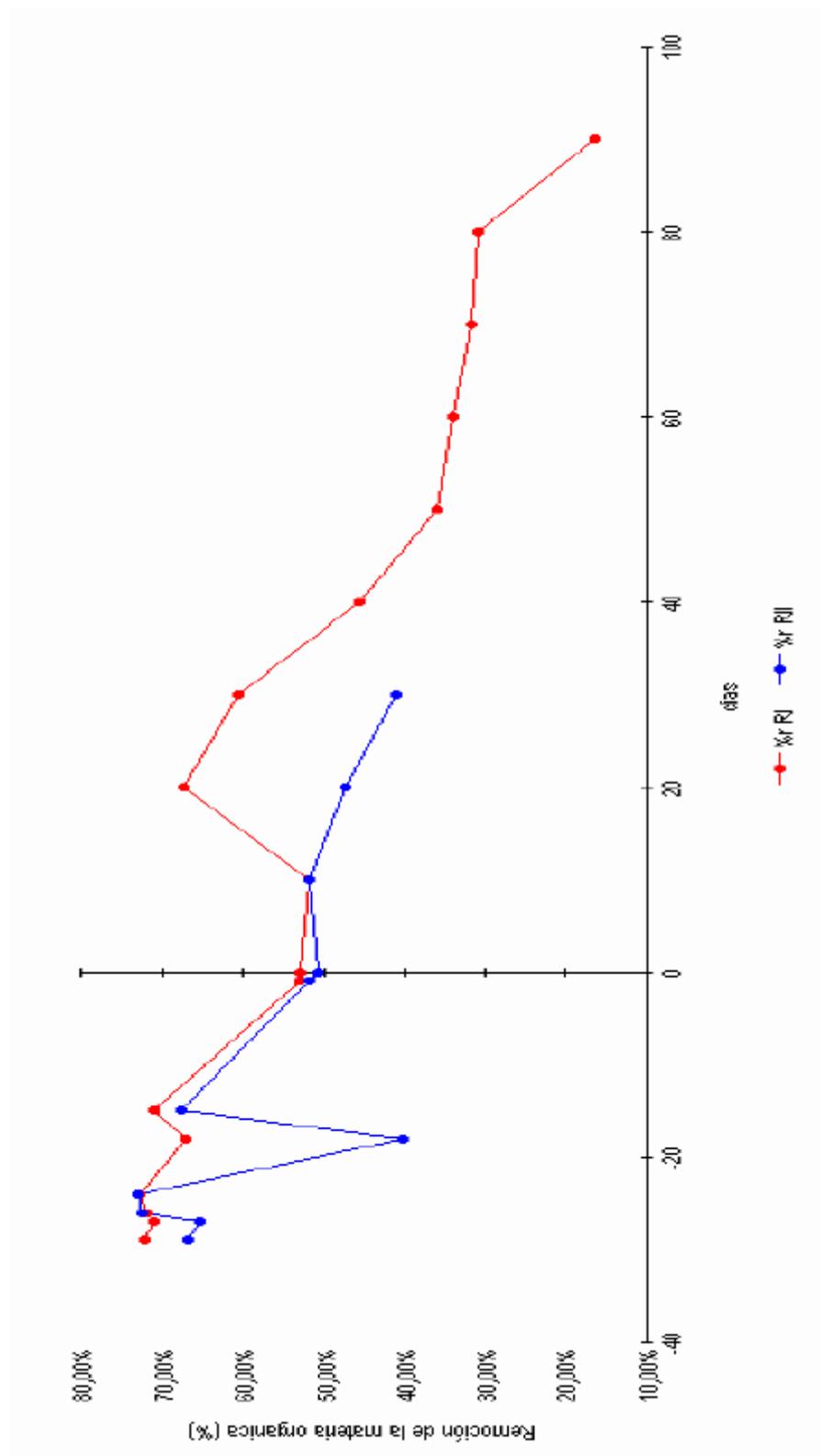


Tabla 5. Características químicas del lixiviado influente durante el periodo operacional I y II

	Periodo operacional I		Periodo operacional II	
	Promedio \pm SD	%SD	Promedio \pm SD	%SD
DQOt (mg O ₂ /l)	78952 \pm 7078	8,96	13006 \pm 2296	17,65
DQOs (mg O ₂ /l)	63872 \pm 4975	7,79	-	-
AGV (mg CH ₃ COOH/l)	28442 \pm 958	3,37	4189 \pm 1674	39,96
Sulfatos (mg SO ₄ ²⁻)	862 \pm 98	11,39	744 \pm 32	4,30
Sulfuros (mg S ₂ -)	-	-	7,29 \pm 0,35	4,80
Amoniaco (mg NH ₃ -N/l)	1809 \pm 142	7,86	-	-
Alcalinidad (mg CaCO ₃ /l)	11481 \pm 471	4,11	4617 \pm 138	2,99
pH	6,10 \pm 0,08	1,25	7,8 \pm 0,26	3,33
Potencial redox (mV)	-	-	-58 \pm 11	18,97

Tabla 6. Desempeño y parámetros operacionales del reactor I. Periodo de operación I.

dias	Remoción de la materia organica			Velocidad de carga organica		Velocidad de flujo AGV		Relacion molar DQO/AGV	
	%rDQOt	%rDQOs	%rAGV	gDQO/l.dia	mmolDQO/l.dia	gAGV/l.dia	mmolAGV/l.dia	Influente	Efluente
0	52,99%	46,43%	12,39%	1,13	35,26	0,40	6,69	5,27	3,61
10	51,97%	48,72%	6,27%	1,12	35,10	0,41	6,83	5,14	3,64
20	67,22%	52,67%	21,64%	1,39	43,55	0,39	6,54	6,66	3,04
30	60,64%	58,74%	3,14%	1,33	41,61	0,42	6,94	5,99	3,39
40	45,63%	46,60%	-2,13%	1,09	34,09	0,40	6,74	5,06	3,72
50	35,79%	63,71%	-78,00%	1,08	33,84	0,41	6,82	4,97	4,29
60	33,81%	27,29%	19,30%	1,10	34,22	0,43	7,22	4,74	4,18
70	31,54%	26,10%	17,24%	1,11	34,56	0,43	7,22	4,79	4,10
80	30,70%	-4,62%	115,05%	1,14	35,66	0,43	7,09	5,03	4,06
90	16,57%	12,92%	22,01%	1,10	34,40	0,44	7,25	4,74	4,56

VCO, VF_{AGV} calculado en base al volumen activo.

El fallo operativo es también manifiesto en la concentración creciente de AGV en el efluente.

Aunque se esperaba menor actividad sulfidogénica, dado el cambio de color en el efluente, antes descrito, la concentración de sulfatos en el efluente continuo registrándose como no determinables.

Los datos referentes a sulfatos solo se incluyen desde el día 40 una vez se elimino la interferencia en la determinación turbidimétrica del sulfato, asociada a la materia orgánica soluble presente en la muestra, por extracción con n-hexano. La recuperación sin emplear este método, sino eliminando

Figura 7. Periodo operacional, RI. Características químicas del influente y efluente: Demanda Química de Oxígeno ($\text{mg O}_2/\text{l}$), Acidos Grasos Volátiles ($\text{mg CH}_3\text{COOH}/\text{l}$) y Alcalinidad ($\text{mg CaCO}_3/\text{l}$).

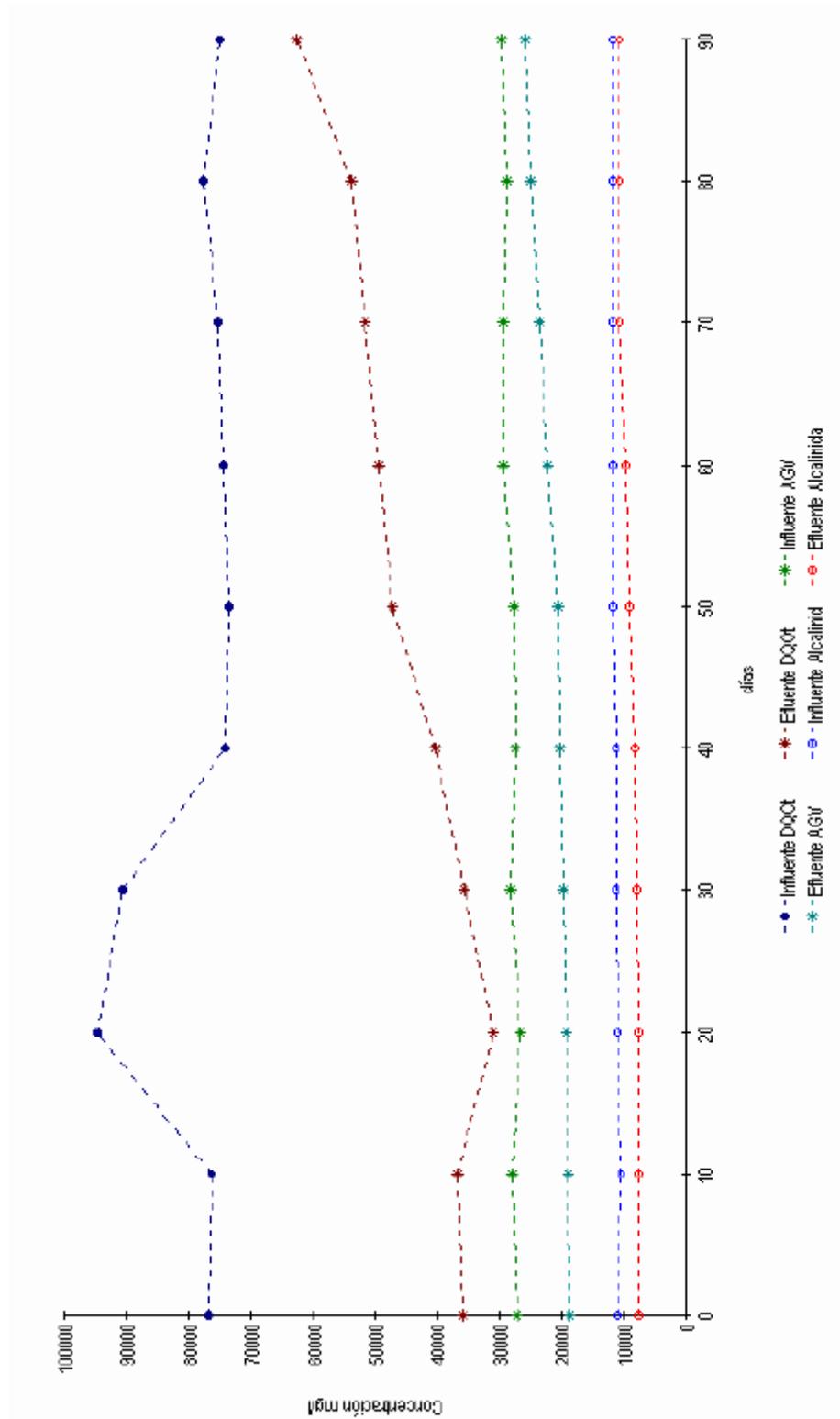


Figura 8. Periodo operacional I, R.I. Características químicas del influente y efluente: Demanda química de oxígeno ($\text{mg O}_2/\text{l}$) y pH.

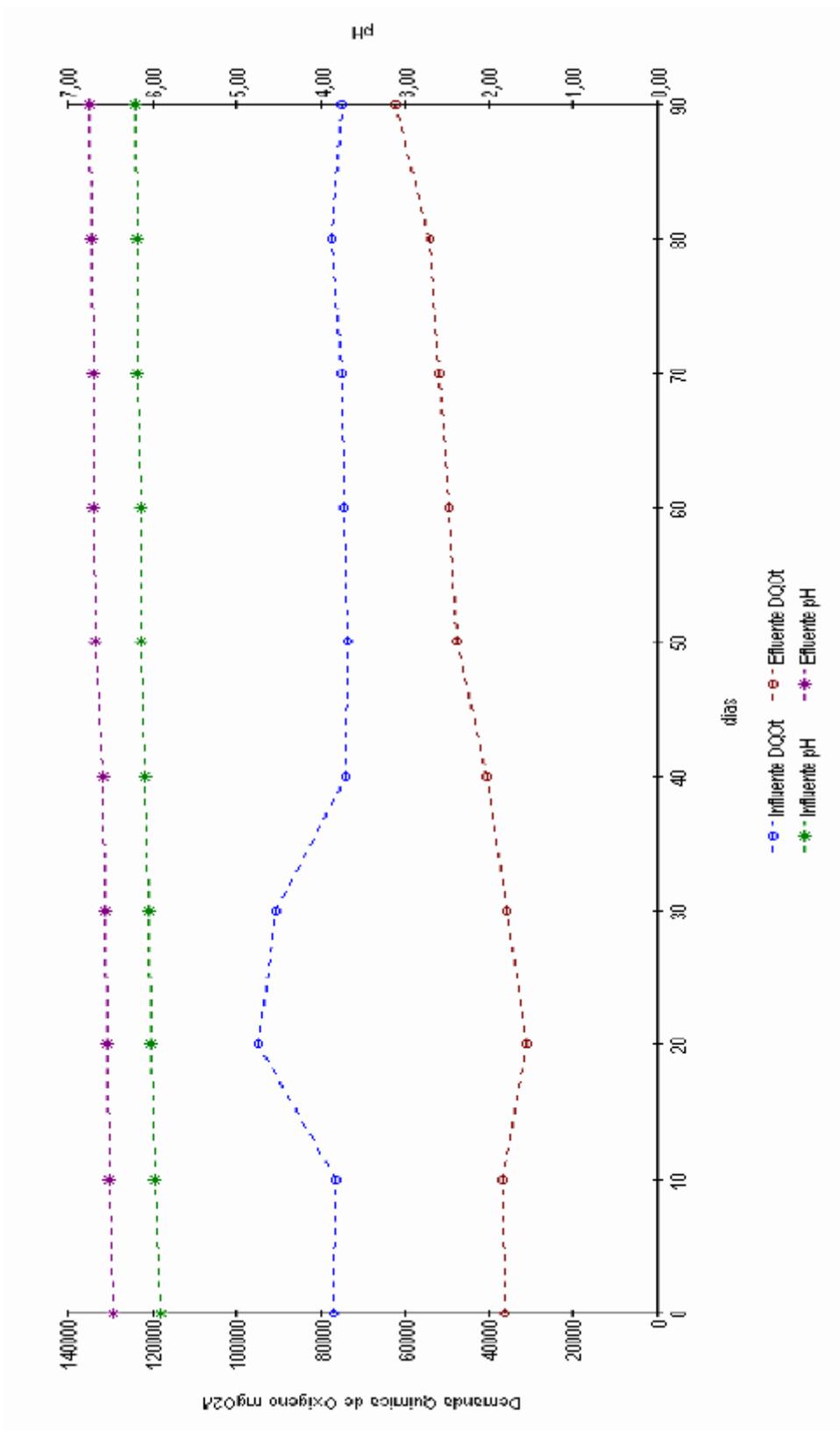
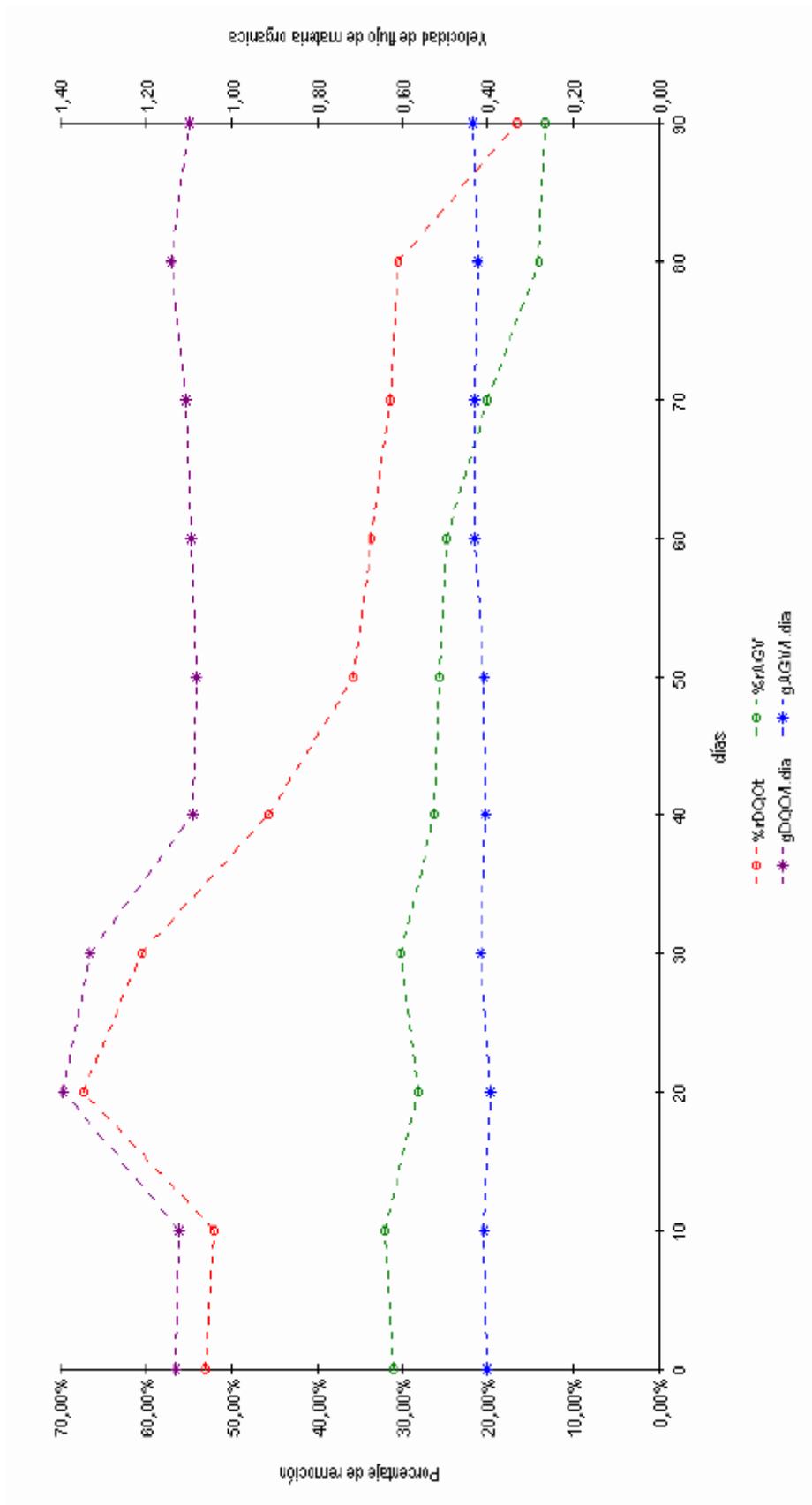


Figura 9. Periodo operacional I, RI. Eficiencia del reactor en remoción de la materia orgánica: %r DQO y %r AGV. Velocidad de flujo de la materia orgánica: Velocidad de Carga Orgánica (VCO: gDQO/l.día) y Velocidad de flujo de AGV (VF_{AGV}: gCH₃COOH/l.día).



los sólidos suspendidos por filtración (filtro de membrana 0,45 μ) y centrifugación (3000 revoluciones por minuto, 5 minutos) es inferior al 50%.

La materia orgánica soluble presente a tales concentraciones en el lixiviado utilizado como influente y el color asociado a ella, no permite una determinación espectrofotométrica confiable de fosfatos, nitratos y nitritos sin un procedimiento previo de la muestra, convirtiendo tales análisis en largos, tediosos y poco reproducibles. Por tal razón, el autor abandono tales análisis y su trabajo se centro en la determinación apropiada de los parámetros típicos de control (DQOt, DQOs, alcalinidad, AGV y pH), de la concentración de sulfatos y amonio. El primero considerado en esta investigación como aceptor de electrones importante, y el segundo reportado por investigaciones como un inhibidor del proceso anaerobio.

El pH en el reactor aumento ligeramente desde 6,45 hasta 6,72. Durante la operación de los reactores nunca se detecto presencia de sulfato en el efluente del reactor. La concentración de NH₃-N en el efluente permaneció prácticamente constante, sin exhibir un patrón de cambio evidente. La alcalinidad en el efluente del reactor aumento desde 7630 hasta 10716 mgCaCO₃/l. Alcalinidad y pH aumentaron progresivamente tanto en el influente como en el efluente del reactor.

3.4 PERIODO DE OPERACION II

Después del fallo operativo de RI durante el periodo de operación inicial, el reactor dejo de ser alimentado durante 20 días, al cabo de los cuales no exhibió recuperación evidente (día 110 del periodo operacional I; día -60 del periodo operacional II). Terminado este periodo RI fue alimentado con lixiviados provenientes de la piscina de almacenamiento 2, con TRH de 6 días, hasta que la concentración de la DQO alcanzo al interior del reactor un valor similar al del

influyente en el día -25, -20.

El periodo evaluado incluye 38 días durante los que se registraron en el influente y en el efluente la DQO, la concentración de AGV, sulfatos, sulfuros, la alcalinidad, el pH y el potencial redox (Figura 10, 11 y 12). Durante este periodo operacional la DQO del influente vario desde 17594 mgO₂/l hasta 11189 mgO₂/l con un valor promedio de 13006 ± 2296. Así mismo la concentración de AGV vario desde 7000 mg CH₃COOH/l hasta 2609 mg, con un promedio de 4189 ± 1674 mg CH₃COOH/l. La concentración de sulfuros en el influente se mantuvo relativamente constante; así como la concentración de sulfatos y la alcalinidad. El potencial redox del influente siempre fue inferior a -40mV.

El reactor fue operado a VCOs entre 1,29 - 0,82 gDQO/l.día, a VF_{AGV} entre 0,51 a 0,20 gCH₃COOH/l.día; con TRH aproximado de 13,7 días (Tabla 7). Durante los primeros 12 días, además de la alimentación se agrego al reactor 10g FeSO₄·7H₂O/día. La adición de esta sal provoco un aumento en potencial redox que obligo a cesar tal adición.

Durante los días 0-8 el reactor alcanzo una eficiencia en la remoción de la DQO del 36,48% y de la remoción de los AGV del 47%, siendo operado a una VCO aproximada de 1,24 gDQO/l.día y a una VF_{AGV} de 0,5 g CH₃COOH/l.día. El potencial redox aumento desde -29 hasta 4mV, y el pH disminuyo desde 7,25 hasta 6,82. La VF-SO₄ fue de 0,51 gSO₄/l.día.

La eficiencia en la rDQO cayo drásticamente durante los días 10 a 18 (%r < 6,93%). La eficiencia en la rAGV también disminuyo, pero su descenso no fue tan marcado. El potencial redox aumento

Figura 10. Periodo operacional II, R.I. Características químicas del influente y efluente: Demanda Química de Oxígeno ($\text{mg O}_2/\text{l}$), Acidos Grasos Volátiles ($\text{mg CH}_3\text{COOH}/\text{l}$) y Alcalinidad ($\text{mg CaCO}_3/\text{l}$).

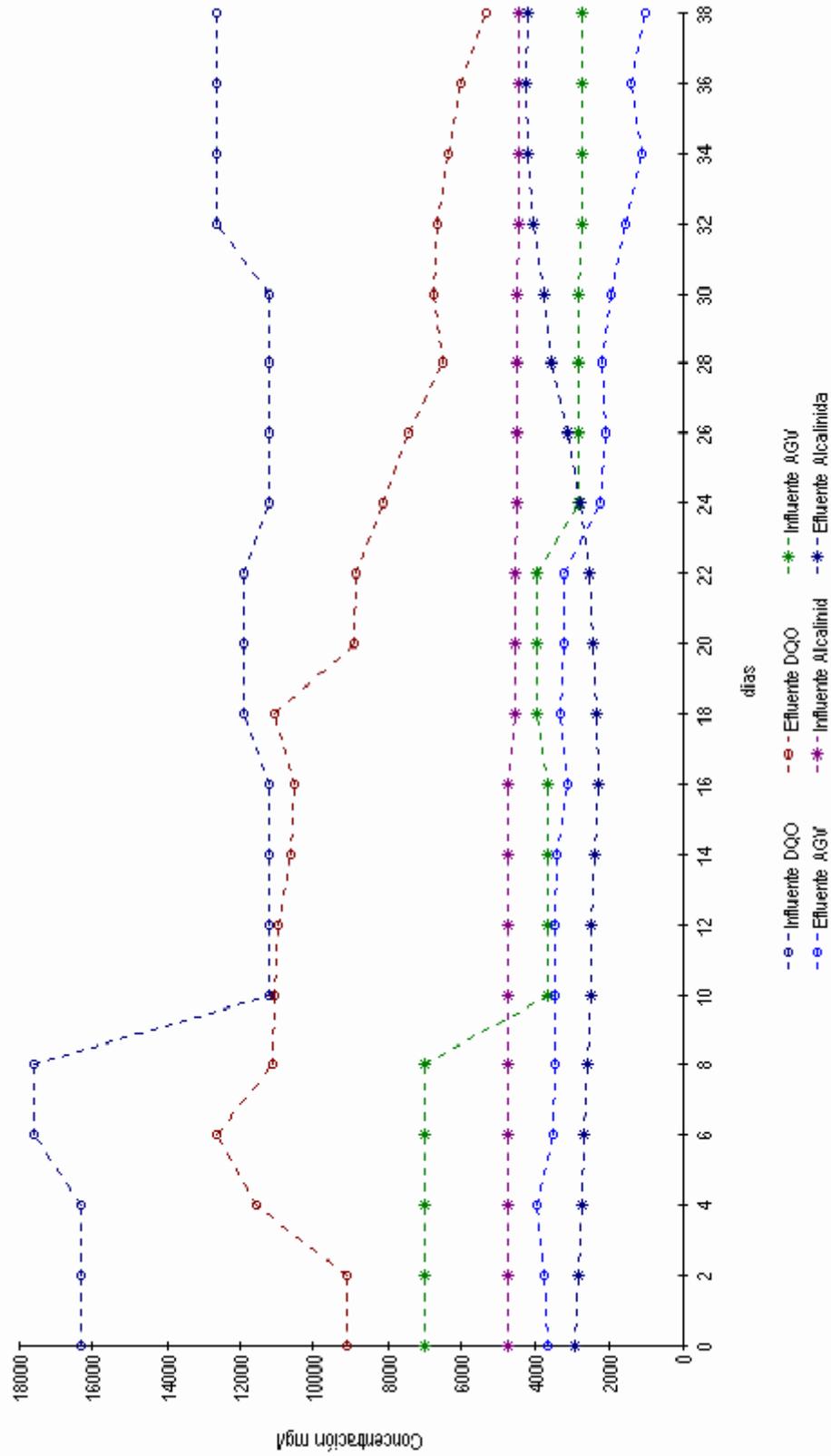


Figura 11. Periodo operacional II, RI. Características químicas del influente y efluente: Sulfatos ($\text{mg SO}_4^{2-}/\text{l}$), Sulfuros ($\text{mg S}^{2-}/\text{l}$) y Potencial redox (mV).

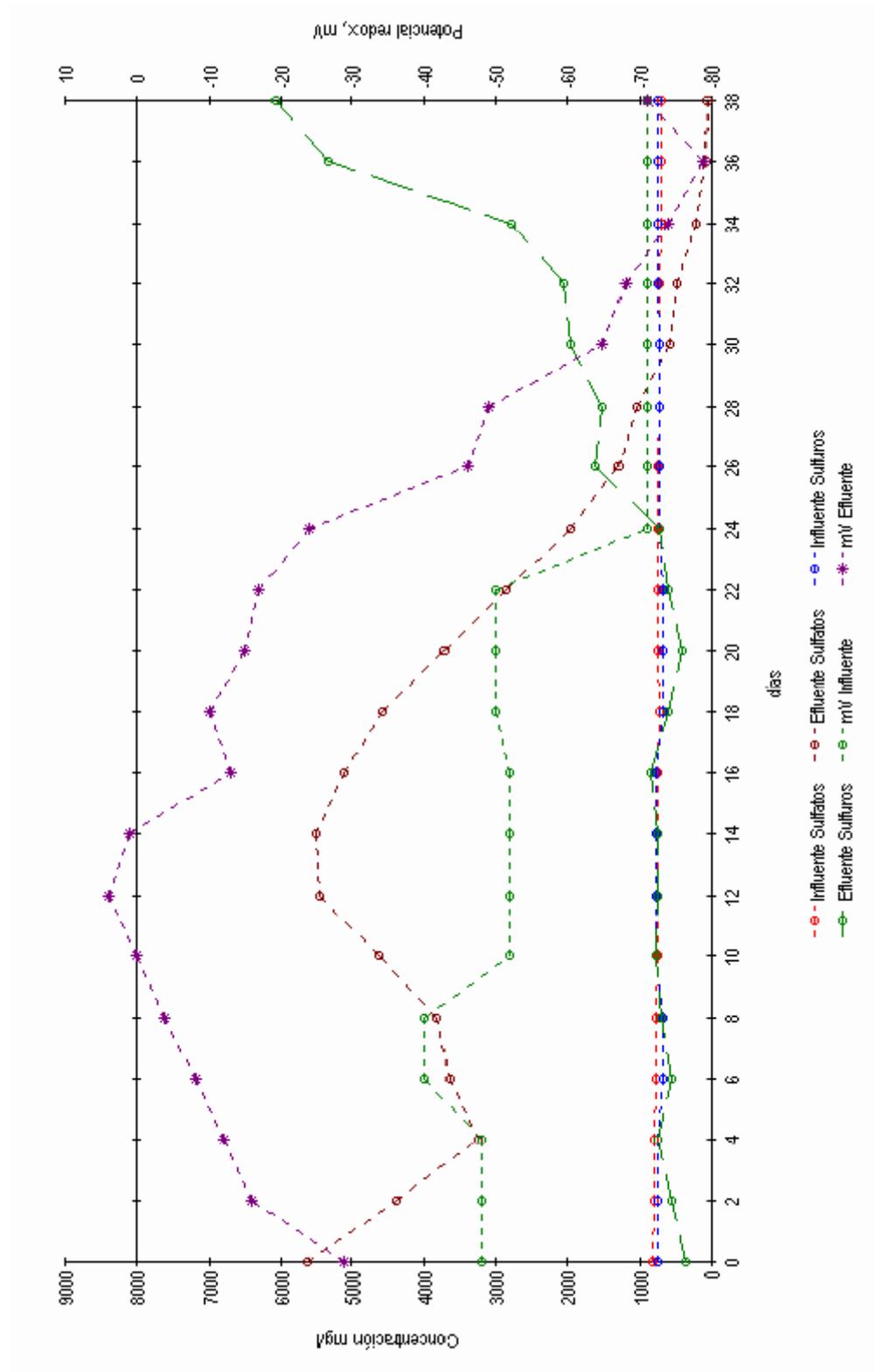


Figura 12. Periodo operacional II, RI. Características químicas del influente y efluente. Potencial redox (mV) y pH.

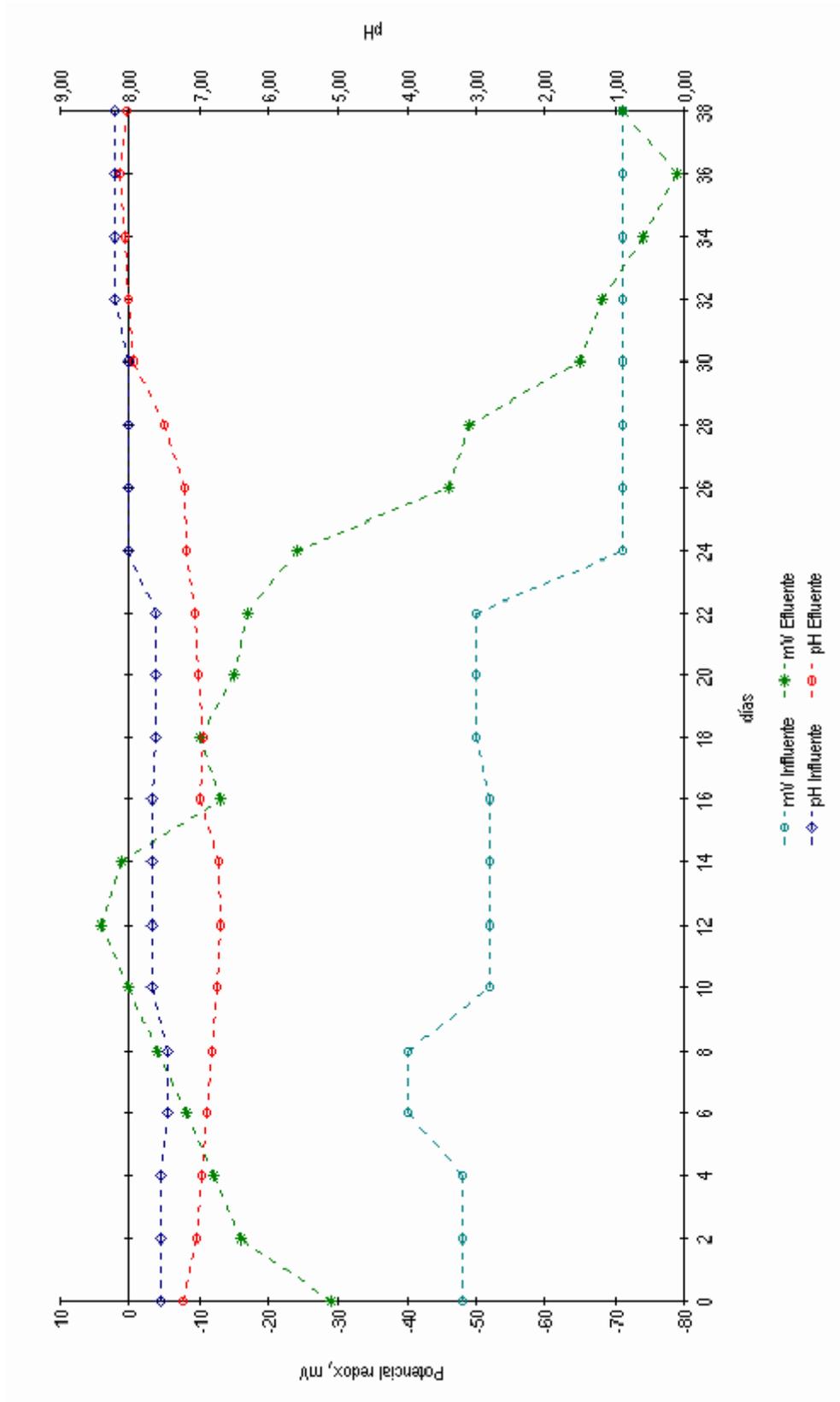
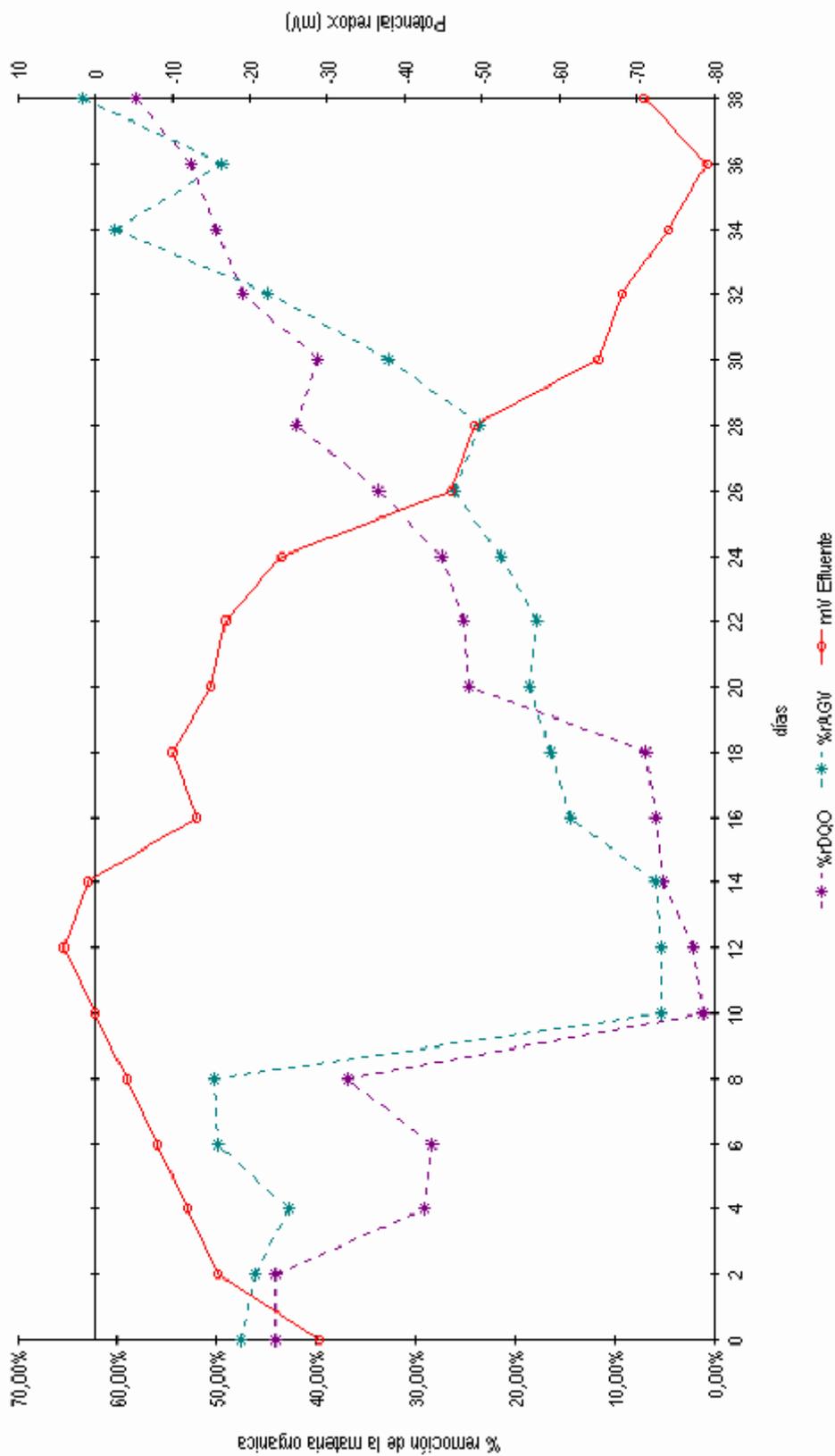


Figura 13. Periodo operacional II, RI. Eficiencia del reactor en remoción de la materia orgánica: %r DQO y %r AGV. Potencial redox (mV).



hasta 4 en el día 12 y el pH cayo hasta 6,72 en el día 14. Una vez se dejo de adicionar el $\text{FeSO}_4 \cdot \text{H}_2\text{O}$, el potencial redox se torno más negativo y el pH aumento.

Tabla 7. Desempeño y parámetros operacionales del reactor I. Periodo de operación II.

días	%rDQO	%rAGV	Velocidad de carga organica		Velocidad de flujo AGV		Relacion molar DQO/AGV	
			gDQO/l.dia	mmolDQO/l.dia	gAGV/l.dia	mmolAGV/l.dia	Influyente	Efluente
0	44,06%	47,55%	1,20	0,04	0,51	8,54E-03	4,39	4,68
2	44,06%	46,10%	1,20	0,04	0,51	8,54E-03	4,39	4,55
4	29,11%	42,82%	1,20	0,04	0,51	8,54E-03	4,39	5,44
6	28,25%	49,76%	1,29	0,04	0,51	8,57E-03	4,71	6,73
8	36,93%	50,23%	1,29	0,04	0,51	8,57E-03	4,71	5,97
10	1,17%	5,38%	0,82	0,03	0,27	4,48E-03	5,73	5,98
12	2,01%	5,43%	0,82	0,03	0,27	4,48E-03	5,73	5,94
14	5,15%	6,01%	0,82	0,03	0,27	4,48E-03	5,73	5,78
16	5,85%	14,36%	0,82	0,03	0,27	4,48E-03	5,73	6,30
18	6,93%	16,41%	0,87	0,03	0,29	4,83E-03	5,64	6,28
20	24,68%	18,59%	0,87	0,03	0,29	4,83E-03	5,64	5,22
22	25,22%	17,85%	0,87	0,03	0,29	4,83E-03	5,64	5,14
24	27,39%	21,55%	0,82	0,03	0,21	3,48E-03	7,40	6,85
26	33,62%	26,12%	0,82	0,03	0,21	3,48E-03	7,40	6,65
28	42,09%	23,51%	0,82	0,03	0,21	3,48E-03	7,40	5,60
30	39,78%	32,79%	0,82	0,03	0,21	3,48E-03	7,40	6,63
32	47,32%	44,75%	0,93	0,03	0,20	3,36E-03	8,66	8,25
34	49,97%	60,14%	0,93	0,03	0,20	3,36E-03	8,66	10,86
36	52,56%	49,42%	0,93	0,03	0,20	3,36E-03	8,66	8,12
38	58,24%	63,53%	0,93	0,03	0,20	3,36E-03	8,66	9,91

VCO, VF_{AGV} calculadas en base al volumen activo

La eficiencia en la remoción de la DQO cambio drásticamente de 6,93% en el día 18 al 24,68 en el día 20, para seguir aumentando constantemente hasta el día 38. La remoción de AGV aumento en forma constante, sin cambios drásticos hasta el 63,53% en el día 38. El pH del reactor continuo su ascenso hasta alcanzar un valor de 8,23 y el potencial redox se redujo hasta -79mV. La concentración de sulfuros en el efluente aumento hasta alcanzar un valor de 60,70 mg/l y la concentración de sulfatos disminuyo hasta 50,60mg/l por efecto de dilución y de la actividad biológica.

El influente a partir del día 10 presenta una concentración de materia orgánica analizada como DQO, constante, aproximadamente unos 11500 mgO₂/l, sin embargo la fracción de AGV presentes en el influente vario desde 3949 hasta 2742 mgCH₃COOH/l. La fracción destilada de AGV normalmente presenta un olor característico a ácido acético, sin embargo tal fracción correspondiente al influente presenta un olor característico a butírico o propiónico.

4. PERIODO DE OPERACION I

4.1 CONSIDERACIONES GENERALES

El lixiviado proveniente de un relleno sanitario es el efluente resultante de un proceso de degradación anaerobia de materia orgánica. El primer paso en tal degradación es la hidrólisis de los polímeros y la fermentación de los monómeros resultantes. En consecuencia no debe contener sustratos fermentables y la mayor parte de la materia orgánica presente en el lixiviado deben ser ácidos grasos, alcoholes, etc. El tipo de productos resultantes de tal digestión anaerobia depende principalmente de dos condiciones: pH y concentración de H_2 . A altas concentraciones de hidrógeno en sistemas de cultivo mezclado los productos de acidogénesis de la glucosa son principalmente acetato, propionato y lactato. A medida que los niveles de hidrógeno disminuyen la generación de acetato y butirato es favorecida. Este es el caso de los reactores de acidificación de alta carga (Batstone, 1999); y un relleno sanitario podría considerarse como uno de ellos si se tienen en cuenta las altas sobrecargas orgánicas a la que está sometido.

Los resultados de la investigación de Mormile *et al.* (1996) apoyan tal hipótesis. Un relleno sanitario estadounidense típico está conformado en un 47% por sustratos potencialmente fermentables. Tal fermentación origina altas concentraciones de H_2 ($>100\text{nM}$), que provocan la acumulación al interior del relleno principalmente de lactato, acetato, propionato, butirato y ácidos grasos ramificados. Las reacciones fermentativas iniciales son energéticamente favorables, aun cuando la concentración de H_2 alcance 1 atmósfera (100kPa) (Mormile *et al.*, 1996), siendo considerada la generación de AGVs una reacción de primer orden, teniendo como etapa límite la hidrólisis de los sustratos (Banister y Pretorius, 1998).

Si la mayor parte de la materia orgánica presente en el lixiviado correspondiese a AGV, entonces podríamos establecer su peso molecular promedio a partir de la relación estequiométrica entre la DQO y los AGV (mol O₂/mol AGV). Considérese el valor estequiométrico de la DQO, a diferencia de la DBO que no lo posee, y que la cuantificación de AGVs se basa en la determinación de los grupos carboxilo presentes (APHA, AWWA y WPCF, 1992). Establecida tal relación molar entre la DQO y los AGV (Rm DQO/AGV) puede compararse con la Rm DQO/AGV obtenida para cada AGV a partir del simple cálculo estequiométrico teórico del consumo de O₂ por cada diferente tipo de AGV, y determinar además su peso molecular. Tal cálculo se resume en la tabla 8. Lettinga *et al.* (1999) determinó tal relación (peso/peso) experimentalmente y sus resultados también se muestran en la tabla mencionada.

Si existiesen proporciones significativas de materia orgánica disuelta en el lixiviado distinta a los AGV, esta relación no tendría ningún valor, ni siquiera como índice de proporcionalidad entre la materia orgánica total y los AGV (la determinación de AGV incluye ácidos desde C₂ hasta C₅, cuantificados como acetato) (APHA, AWWA y WPCF, 1992).

La cuantificación de la DQO y de los AGV son procedimientos sencillos y económicos, empleados en el monitoreo rutinario de procesos anaerobios. Además de estos parámetros, tal relación resultaría útil tanto en el monitoreo del RSA, como de la planta de tratamiento de lixiviados. Sin embargo, su utilidad debe ser validada ante un método de cuantificación fina que permita discriminar si posee o no valor estequiométrico. Actualmente el autor desarrolla un método de cuantificación de AGV basado en cromatografía de gases que le permita determinar si su hipótesis es correcta.

Tabla 8. Descripción de los ácidos grasos desde C₂ hasta C₁₀. Peso molecular, relación molar (Rm) DQO/AGV, relación (Rp) peso/peso DQO/AGV.

Acido	Peso	DQO/AGV	gO ₂ /mol	DQO/AGV	DQO/AGV	Solubilidad	Ka
Acetico	60,05	2,0	64	1,066	1,07	∞	1,7*10 ⁻⁵
Propionico	74,08	3,5	112	1,512	1,52	∞	1,3*10 ⁻⁵
Butirico	88,10	5,0	160	1,816	1,82	∞	1,5*10 ⁻⁵
Valerico	102,13	6,5	208	2,037	-	3,3	-
Hexanoico	116,16	8,0	256	2,207	-	1,0	-
Heptanoico*	130,19	9,5	304	2,335	-	-	-
Octanoico	144,22	11,0	352	2,441	-	0,7	-
Nonanoico*	158,25	12,5	400	2,528	-	-	-
Decanoico	172,28	14,0	448	2,600	-	0,03	-

Peso moleculares obtenidos de Liley *et al.* (1996), a excepción de heptanoico, octanoico, nonanoico y decanoico, calculados por el autor; Solubilidades y Ka obtenidas de Liley *et al.* (1996) y Morrison y Boyd (1996). Los restantes valores calculados por el autor*

Establecida la posible relación DQO/AGV como un índice para estimar el peso molecular promedio de los AGV presentes en el lixiviado, se discutirán en lo que resta de este capítulo y en los capítulos siguientes el registro operacional del reactor I y el de la planta de tratamientos de lixiviados del relleno sanitario Antanas (PTLRSA).

4.2 OPERACION DE LOS REACTORES

El reactor III, relleno con anillos de PVC, no exhibió actividad biológica durante la fase de inoculación, y por tal razón fue excluido de esta investigación. Se seleccionaron anillos estriados de PVC porque permiten un mejor aprovechamiento del volumen, en consideración a su mayor porcentaje de espacio vacío; son de una densidad baja y en función de las estrías que poseen permiten una mayor superficie específica para la adhesión microbiana. Sin embargo el reactor relleno con este material, no exhibió actividad biológica, sino hasta 150-160 días después de la

* Ácidos grasos no presentes en la naturaleza.

inoculación. Los microorganismos pudieron no ser capaces de adherirse a los anillos de PVC, y evitar ser arrastrados por la corriente. La colonización de un material portador depende de la naturaleza de este y del grupo trófico implicado. En el caso de materiales sintéticos como el polietileno las AM suelen colonizarlos mas rápidamente que las BRS, aun en presencia de cantidades significativas de sulfato (Vidal *et al.*, 2000). Además es probable que su forma no favorezca la inmovilización de la biomasa microbiana y evite que sea arrastrada por la corriente.

Los reactores I y II rellenos con conchas de moluscos marinos y grava exhibieron actividad sulfidogénica 90 días después de la inoculación. Durante el periodo previo a la operación y durante la operación el pH y la eficiencia alcanzada por RI fue mayor a la alcanzada por RII. El mayor desempeño de RI puede atribuirse a su mayor volumen activo, que genera VCO mas bajas y TRHs mas largos. Además las conchas de moluscos marinos contienen trazas de minerales, que pueden haber estimulado el crecimiento de los microorganismos (Salazar, 1994; Vidal *et al.*, 2000).

4.3 OPERACION DE RI. PERIODO OPERACIONAL I

La Rm DQO/AGV del lixiviado utilizado como influente en este periodo operacional poseía un valor aproximado de 5 ($5,24 \pm 0,58$) y la del lixiviado efluente del reactor I fue de aproximadamente 4 ($3,79 \pm 0,37$), independiente de si la eficiencia en la remoción de la DQO empezara a caer paulatinamente con el tiempo. En consecuencia podemos asignar un peso molecular promedio a los AGV del influente de 90,35 (una mezcla promedio entre butírico y valérico) y a los del efluente de 76,90 (una mezcla de ácidos grasos con predominancia del propiónico).

La tendencia del reactor a eliminar los ácidos grasos de mayor peso molecular puede explicarse por un fenómeno biológico y/o físico. Biológicamente podría explicarse por la acumulación de propionato al interior del reactor, resultante de la oxidación del butirato que ingresa al reactor. Se ha demostrado que en influentes con una mezcla de acetato, propionato y butirato, el paso limitante en la remoción de la materia orgánica vía anaerobia metanogénica es la degradación oxidativa del propionato formado (Harmsen, *et al.*, 1996; Lettinga *et al.*, 1999).

Vía física podría explicarse la eliminación de los AGV de mayor peso molecular. En la tabla 8 se observan los datos de solubilidad de diferentes ácidos grasos. Acético, butírico y propiónico son infinitamente solubles, el valérico posee una solubilidad de 3,3g/100gH₂O (Liley *et al.*, 1996), y los ácidos grasos de cadenas mayores poseen solubilidades con valores todavía mas inferiores. El ácido cáprico (C₁₀) posee una solubilidad de 0,03g/100gH₂O, y a partir de este los ácidos grasos de mayor peso molecular son insolubles (Liley *et al.*, 1996; Morrison y Boyd, 1996). En soluciones ionizadas la solubilidad disminuye, aun para los aquí considerados como infinitamente solubles. Los AGV son electrolitos débiles (tabla 8), y su ionización puede ser fácilmente reprimida en el lixiviado, donde están presentes otros electrolitos fuertes. No se dispone de evidencia experimental valorada, sin embargo sobre la superficie del lixiviado almacenado tanto en el laboratorio, como en las unidades de tratamiento de la PTLRSA, existe una marcada tendencia a la formación de una fase grasa superior, conjuntamente con la formación de espuma. Tales espumas representarían sales de AGV que han cambiado de fase.

Existen además otras observaciones. La fracción soluble del lixiviado (microfiltración 0,46µm) inmediatamente después de la filtración posee una sola fase y apariencia transparente, sin embargo en intervalos de tiempo de tan solo unas cuantas horas, adquiere una apariencia opaca y se forma en

la parte superficial una fase de apariencia grasa de escaso espesor. Esto no solo ocurre con la fracción soluble, la fase acuosa resultante de la extracción con nhexano y la resultante de la precipitación de la materia orgánica con NaOH y AlCl₃, también sufre tal separación de fases, aunque el efecto es menor. La adición de un electrolito fuerte (NaCl) a una solución de butirato también provoca una formación de fases semejante a la antes descrita.

Es posible que tal diferencia en la Rm DQO/AGV, antes descrita, sea el resultado de una de las dos vías propuestas, o sea el resultado de ambas. Si Rm DQO/AGV no posee valor estequiométrico, tal diferencia debe corresponder a un tipo de degradación preferencial, o a la presencia de materia orgánica en el lixiviado distinta a AGVs, que por carencia de datos no es posible dilucidar.

El fallo operativo del reactor podría ser explicado tal como se describe a continuación. Durante la inoculación vía física y/o biológica se elimina un porcentaje considerable de la materia orgánica disuelta. La eliminación vía biológica se lleva a cabo preferentemente por las BRS, dada la actividad sulfidogénica observada durante este periodo. Las BRS son capaces de oxidar diferentes ácidos grasos sin inconveniente alguno, al tiempo que reducen simultáneamente el sulfato a sulfuro, y sin recurrir a la sintrofia (Schink, 1997). Agotado el sulfato, la actividad sulfidogénica se detuvo, o se redujo a un mínimo. Los sucesivos flujos de sulfato no fueron suficientes para mantener una actividad sulfidogénica capaz de remover proporciones significativas de materia orgánica. Si existió actividad metanogénica, tampoco fue capaz de sustentar la actividad biológica del reactor.

Debe tenerse en cuenta que uno de los criterios empleados para iniciar la operación del reactor fue la generación de FeS evidenciable en el color negro del lixiviado, e indicador de actividad biológica sulfidogénica. Las BRS son capaces de crecer en medios mucho menos reducidos que en los que

crecen las AM si se considera los potenciales de reducción de los pares $\text{SO}_4^{2-}/\text{HS}^-$ y CO_2/CH_4 , así que el ambiente nunca fue el adecuado para el crecimiento de las AM. Además existe evidencia de que los ambientes colonizados por las BRS difícilmente son colonizados por las AM, aún después de que el sulfato ha dejado de ser el principal aceptor de electrones (Raskin *et al.*, 1996; Kalyuzhnyi *et al.*, 1998).

Existen otros mecanismos de inhibición biológica que deben tenerse en cuenta. La inhibición resultante por una caída en el pH no puede ser considerada, dado que el reactor fue operado dentro del rango considerado óptimo. Sin embargo las concentraciones de amonio pudieron resultar inhibitorias. El influente presenta concentraciones de $\text{NH}_3\text{-N}$ de 1634 a 1972 mg/l. El establecimiento de la concentración inhibitoria del amoniaco varía entre diferentes investigaciones. Algunas lo han encontrado inhibitorio a niveles de 100 a 400 mg $\text{NH}_3\text{-N/l}$, mientras otras afirman es inhibitorio a 4000 mg $\text{NH}_3\text{-N/l}$, y en biomasas aclimatizadas a 7500mg/l de NH_3 total (Batstone, 1999).

El fallo operativo del reactor, antes expuesto, obligo a reconsiderar el objetivo de esta investigación. Se había propuesto como alternativa para el tratamiento biológico anaerobio de los lixiviados del RSA un reactor de lecho fijo de flujo ascendente sulfidogénico, dado que las concentraciones de sulfato reportadas para el lixiviado del relleno sanitario Plazuelas y Santa Clara eran bastante altas, al igual que las posteriormente reportadas para el lixiviado del RSA. Además la relación $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ se encontraba dentro del rango considerado adecuado para la operación de un reactor sulfidogénico ($\text{DQO}/\leq 10$). Sin embargo, las concentraciones de sulfato encontradas por el autor en el lixiviado utilizado como influente distan en exceso de las previamente reportadas. Aún análisis efectuados por el autor a muestras frescas del lixiviado del RSA no presentan tales concentraciones.

Considérese las modificaciones hechas por el autor al método de determinación de sulfatos, a fin de obtener resultados más confiables con recuperaciones más altas en comparación con el método estándar aplicado.

Si tenemos en cuenta que la ruta de degradación de lixiviados del RSA propuesta por esta investigación era la anaerobia sulfidogénica y que la concentración de sulfatos determinada en el influente era demasiado baja como para sustentar una adecuada actividad biológica capaz de remover porcentajes considerables de materia orgánica, entonces era necesario la adición de sales de sulfato al influente.

Sin embargo era necesario redireccionar la investigación en otro punto. La PTLRSA había estado operándose por mas de seis meses, y existía abundante información de su funcionamiento, proveniente de diferentes laboratorios, incluidos algunos análisis fisicoquímicos efectuados por el autor. En tales análisis es posible discernir algunas etapas limitantes del proceso. Tal información se presenta en el siguiente capítulo y en los anexos correspondientes.

5. OPERACION Y DESEMPEÑO DE LA PLANTA DE TRATAMIENTO DE LIXIVIADOS DEL RELLENO SANITARIO ANTANAS (PTLRSA)

Este capítulo y los anexos E, y F reúnen los datos obtenidos por diferentes laboratorios, incluidos los obtenidos por el autor, sobre el desempeño de la Planta de Tratamiento de Lixiviados del Relleno Sanitario Antanas (PTLRSA). Los datos de caudal y volumen de las unidades (anexo G) corresponden a los suministrados por Dirección Técnica, Empresa Metropolitana de Aseo (DT, EMAS, 2002; Londoño, 2002), y con base en ellos se han llevado a cabo los cálculos de los parámetros operacionales (anexo F). Los datos de caudales previos al 1 de Febrero del 2002 corresponden a los suministrados por Laboratorio de Aguas, SUBCAM, CORPONARIÑO.

Las características típicas del lixiviado del Relleno Sanitario Antanas (RSA), así como las características operacionales y desempeño de la planta se han calculado empleando los datos existentes a partir del 29 de enero, fecha a partir de la cual SUBCAM volvió a incluir en los muestreos las piscinas de lixiviados 1 y 2. Se incluyeron en la descripción del lixiviado la Demanda Química de Oxígeno (DQO), la Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO), la concentración de Ácidos Grasos Volátiles (AGV) como mg ácido acético/l, y el pH. A excepción de AGV tales características se incluyen en la mayoría de los análisis disponibles, y no existe discrepancias considerables entre laboratorios. Solo un análisis se descartó, el correspondiente al efectuado el 9 de abril del 2002 (LA, UDENAR, 2002) por discrepancias considerables al calcular la eficiencia y el porcentaje de remoción de cada unidad con dichos datos (anexo F).

La tabla 9 describe la composición típica del lixiviado del RSA y del efluente de la PTLRSA, a partir

de los datos existentes desde el 29 de enero hasta el 7 de julio del 2002. En la tabla 10 se reúnen los parámetros operacionales promedio por unidades de la PTLRSA, y en la tabla 11 y 12 se resume el aporte porcentual promedio a la remoción y la eficiencia en la remoción promedio (%r) de DQO, DBO y AGV para cada unidad, con base en los datos disponibles. Los datos recientemente obtenidos por el autor sobre el desempeño de la PTLRSA se presentan en la tabla 13. Los porcentajes de remoción calculados a partir de estos datos se muestran en la tabla 14.

Considérese que los parámetros operacionales se han calculado en base a un caudal diario promedio, obtenido a partir de las mediciones diarias de caudal del lixiviado generado por el RSA, así que aunque el caudal instantáneo, no sea el mismo para cada una de las unidades, la cantidad de metros cúbicos totales que ingresan a la planta de tratamiento en un periodo de tiempo dado (por lo general la unidad aceptada es un día) deben ser los mismos que salen durante este periodo, si no existen fugas significativas y se desprecian las pérdidas de volumen resultantes de la evaporación. Así se calculó la velocidad volumétrica de flujo (VVF), el tiempo de retención hidráulico (TRH), la velocidad de carga orgánica (VCO), y los aportes porcentuales a la remoción y los porcentajes de remoción de la DQO (%rDQO), de la DBO (%rDBO) y de los AGV (%rAGV). La VCO del filtro anaerobio se calculó con base en el volumen total y no con base en el volumen activo, así que la VCO real debe ser mucho mayor a la aquí presentada

Tabla 9. Composición promedio del influente y efluente de la PTLRSA.

Parametro	Influente				Efluente			
	Promedio	(n)	SD	CV	Promedio	(n)	SD	CV
DQO mgO ₂ /l	48043	(12) ±	11228	23,37%	18883	(12) ±	5108	27,05%
DBO ₅ mgO ₂ /l	33215	(8) ±	10309	31,04%	15177	(8) ±	5516	36,34%
AGV mgCH ₃ COOH/l	16303	(3) ±	3233	19,83%	7162	(3) ±	1732	24,18%
pH	6,93	(12) ±	0,45	6,43%	7,19	(12) ±	0,28	3,83%

(n) número de datos disponibles. SD Desviación estándar de la población. CV Coeficiente de variación.

Tabla 10. Parámetros operacionales PTLRSA.

Unidad	VVF* m ³ /día	TRH* días	VCO (DQO) KgO ₂ /m ³ .día	
Piscina de lixiviados 1	35,478	31,71	1,64 (4) ±	0,51
Piscina de lixiviados 2	35,478	55,06	0,58 (2) ±	0,16
Sistema de tratamiento químico	35,478	0,5	47,33 (4) ±	15,44
Filtro anaerobio	35,478	4,75	4,61 (3) ±	1,04
	35,478	90,89	0,57 (4) ±	0,18

VVF, velocidad volumétrica de flujo (m³/día); TRH, tiempo de retención hidráulico (días); VCO (DQO), velocidad de carga orgánica como DQO (KgO₂/m³.día), calculada en base a los datos del anexo F. (n) número de datos disponibles, desviación estándar. * calculado en base a anexo G.

Tabla 11. Porcentajes de remoción de la materia orgánica total por cada unidad. PTLRSA

	DQO			DBO			AGV				
	(n)	SD	CV	%r	(n)	SD	CV	%r	(n)	SD	CV
Piscina de lixiviados 1	45,42 (4) ±	4,19	9,22%	30,36 (3) ±	4,93	16,25%	41,63 (1)				
Piscina de lixiviados 2	9,39 (4) ±	4,66	42,54%	12,25 (3) ±	3,39	27,73%	2,60 (1)				
Sistema de tratamiento químico	7,56 (5) ±	3,89	51,44%	13,23 (2) ±	0,71	5,34%	4,60 (2) ±	2,71	58,85%		
Filtro anaerobio	2,37 (5) ±	3,05	128,58%	5,93 (2) ±	3,46	58,46%	0,23 (2) ±	0,00	0,37%		
	60,55 (12) ±	0,08	0,12%	54,69 ±	0,07	0,13%	56,2 (3) ±	4,72	8,40%		

(n) número de datos disponibles. SD Desviación estándar de la población. CV Coeficiente de variación.

Tabla 12. Eficiencias en la remoción de la materia orgánica por cada unidad. PTLRSA

	DQO			DBO			AGV					
	%r	(n)	SD	CV	%r	(n)	SD	CV	%r	(n)	SD	CV
Piscina de lixiviados 1	45,42 (4) ±	4,19	9,22%	30,36 (3) ±	4,93	16,25%	41,63 (1)					
Piscina de lixiviados 2	16,68 (4) ±	7,1	42,54%	17,37 (3) ±	3,62	20,82%	4,46 (1)					
Sistema de tratamiento químico	16,56 (5) ±	8,44	50,97%	23,46 (2) ±	2,29	9,78%	8,53 (2) ±	4,59	53,78%			
Filtro anaerobio	5,93 (5) ±	8,63	145,60%	13,13 (2) ±	7	53,33%	0,49 (2) ±	0,01	2,05%			
	60,55 (12) ±	0,08	0,12%	54,69 ±	0,07	0,13%	56,2 (3) ±	4,72	8,40%			

(n) número de datos disponibles. SD Desviación estándar de la población. CV Coeficiente de variación.

La descripción del desempeño de la planta por unidades permite observar que la mayor parte de la remoción de la materia orgánica presente en el lixiviado se lleva a cabo en la piscina de lixiviados 1, removiendo el 45,42% del total de la DQO, el 30,36% de la DBO y el 41,63% de los AGV. Estos valores también corresponden a la eficiencia en la remoción de la materia orgánica (%r) por esta unidad. Tal eficiencia es la mas alta de todas las unidades con un TRH medio de 31,71 días y a una VCO media de 1,64 Kg O₂/m³.día.

La piscina de lixiviados 2 remueve un porcentaje de materia orgánica menor en comparación al removido por la piscina de lixiviados 1 (el 9,39% de la DQO, el 12,25% de DBO y el 2,60% de AGV). De igual manera, su eficiencia es menor (%rDQO 16,68, %rDBO 17,37 y %rAGV 4,46), aunque posee un TRH mayor (55,06 días), y esta expuesta a una VCO promedio menor (0,58 Kg O₂/m³·día).

El sistema de tratamiento químico remueve aproximadamente el 7,56% de la DQO, el 13,23 de la DBO y el 4,6% de AGV de la materia orgánica. Su eficiencia en la remoción de la materia orgánica es de %rDQO 16,56, %rDBO 23,46 con un TRH de 0,5 días y a una VCO de 47,33 Kg O₂/m³·día. Su eficiencia en la remoción de la materia orgánica es comparable a la obtenida por la piscina de lixiviados, aunque su tiempo de retención hidráulico es de tan solo 12 horas y el del tanque de sedimentación dentro de este sistema es de tan sólo 9.6 horas, aunque los tiempos de retención hidráulicos durante el periodo de operación son mucho menores: 2 horas y 1,6 horas, respectivamente. Esta unidad podría lograr un mayor porcentaje de remoción, sin cambios en la estructura física, y sin aumentar la cantidad de reactivos empleados, sino aumentando el tiempo de operación, obteniendo así un caudal de operación más bajo y tiempos de retención hidráulicos momentáneos mas altos. Aumentar el periodo de operación de 4 horas a 8 horas, incrementaría el tiempo de retención hidráulico instantáneo a 4 horas y 3,2 horas respectivamente. Caudales más bajos del influente favorecen un mejor mezclado con los reactivos, disminuyen el riesgo de que lotes del influente atraviesen el sistema sin ser tratados y ofrece una velocidad volumétrica de flujo instantánea menor, que sumado al mayor TRH instantáneo favorecen la sedimentación de los floculos generados.

El filtro anaerobio remueve una cantidad de materia orgánica del total ingresado a la planta bastante menor (el 2,37 de la DQO, el 5,93 de la DBO y el 0,23% de AGV) y su eficiencia es la mas baja de todo el sistema (%rDQO 5,93, %rDBO 13,13), aunque posee en comparación con el sistema de tratamiento químico un THR mayor (4,75 días) y esta expuesto en consecuencia a VCO menores (4,61 Kg O₂/m³·día). El filtro anaerobio lleva aproximadamente un año de operación y no ha registrado porcentajes de remoción significativos. Su eficiencia y aporte a la remoción varían considerablemente, así que es difícil estimar en realidad su contribución al desempeño total. Es probable que el sulfuro generado a partir del sulfato proveniente del tratamiento químico impida un mejor desempeño de este sistema. Resultaría conveniente monitorear la cantidad de sulfatos y sulfuros disueltos e ionizados que entran y salen del sistema, además de la DQO, los AGVs y la alcalinidad. Si la concentración de sulfuros en el efluente es alta, seria conveniente la adición de sales de hierro, con el objetivo de convertir el sulfuro disuelto en sulfuro de hierro, una forma química insoluble y no toxica. La VCO a la que esta expuesto (Tabla 10) esta dentro del rango de operación de un filtro anaerobio, pero tal VCO debe ser mayor si se considera que el calculo se hizo en relación al volumen total del filtro y no en base al volumen activo.

Debe tenerse en cuenta que las piscinas de lixiviados actúan como reservorios, descargando diariamente el volumen excedente a través del sistema de tratamiento químico y el filtro anaerobio, durante un periodo aproximado de 4 horas; así que el TRH y la VVF no son una descripción de parámetros operacionales instantáneos, sino una aproximación a la operación diaria de la planta.

La planta en conjunto remueve aproximadamente el 60,55% de la DQO, el 54,69% de la DBO, y el 56,2% de AGV con un TRH de 90,89 días y una VCO de 0,57 Kg O₂/m³

Los resultados presentados en la tabla 13 corresponden a los obtenidos por el autor sobre muestras recogidas el 9 de julio, y también analizadas por Laboratorio de aguas, SUBCAM, CORPONARIÑO, (resultados registrados en el anexo E). El desempeño por unidades se registra en la tabla 14.

Tabla 13. Análisis fisicoquímicos Planta de Tratamiento de Lixiviados Relleno Sanitario Antanas (PTLRSA). (09-JUL-02)

Puntos de muestreo	DQO mgO ₂ /l	AGV mgCH ₃ COOH/l	pH	DQO mol O ₂ /l	AGV mol AGV/l	Relación molar O ₂ /AGV
1	35169	13332	7,29	1,099	0,222	4,946
2	17547	7782	7,46	0,548	0,130	4,228
3	15545	7435	7,52	0,486	0,124	3,920
3a	15244	7078	7,50	0,476	0,118	4,038
3b	14106	6783	7,03	0,441	0,113	3,899
4	13753	6460	7,13	0,430	0,108	3,992
5	12536	6429	7,06	0,392	0,107	3,656

1	Efluente Relleno Sanitario Antanas	Afluente Piscina de lixiviados 1
2	Efluente Piscina de lixiviados 1	Afluente Piscina de lixiviados 1
3	Efluente Piscina de lixiviados 2	Afluente Sistema de tratamiento químico
3a	Efluente Coagulación	Afluente Floculación
3b	Efluente Floculación	Afluente Sedimentación
4	Efluente Sedimentación	Afluente Filtro Anaerobio
5	Efluente Filtro anaerobio	Descarga

Tabla 14. Porcentajes de remoción de Demanda Química de Oxígeno y Ácidos Grasos Volátiles.

Unidad	Eficiencia en la remoción		Aporte a la remoción total	
	%r DQO	%r AGV	%r DQO	%r AGV
Piscina de lixiviados 1	50,11%	41,63%	50,11%	41,63%
Piscina de lixiviados 2	11,41%	4,46%	5,69%	2,60%
Sistema de tratamiento químico	11,53%	13,11%	5,10%	7,31%
Coagulación	1,94%	4,80%	0,86%	2,68%
Floculación	7,47%	4,17%	3,24%	2,21%
Sedimentación	2,50%	4,76%	1,00%	2,42%
Filtro anaerobio	8,85%	0,48%	3,46%	0,23%
Total	64,35%	51,78%	64,35%	51,78%

Los resultados obtenidos reflejan el comportamiento típico de la planta antes anotado. La mayor parte de la remoción de la materia orgánica se lleva a cabo en la Piscina de lixiviados 1 (remoción de la DQO 50,11%; de los AGV 41,63%); el porcentaje de remoción de la piscina de lixiviados 2 y el sistema de tratamiento químico son equiparables (remoción de la DQO 5,69% y de los AGV 2,60%; y remoción de la DQO 5,10% y de los AGV 7,31%, respectivamente), y el porcentaje de remoción logrado por el filtro anaerobio es inferior a las otras unidades.

La mayor eficiencia es la lograda por la piscina de lixiviados 1 (%rDQO 50,11; %rAGV 41,63). La eficiencia lograda por la piscina de lixiviados 2 (%rDQO 11,41; %rAGV 4,46) es equiparable a la lograda por el sistema de tratamiento químico (%rDQO 11,53; %rAGV 13,11), pero en consideración de su menor volumen a TRH menores y a VCO mayores. El %rDQO del filtro anaerobio es del 8,85, y el %rAGV es de 0,48%.

Obsérvese en la tabla 13 la Rm DQO/AGV para cada uno de los puntos de muestreo. En el punto 1, la Rm DQO/AGV es de 4,946. Si la mayor parte de la materia orgánica disuelta en el lixiviado correspondiese a la presencia de ácidos grasos volátiles (desde C₂ hasta C₃), tal Rm DQO/AGV en el efluente del RSA correspondería a una presencia preferente de ácido butírico, o de una mezcla de ácidos grasos donde predominarían el ácido butírico o ácidos grasos de mayor peso molecular. El efluente proveniente de la piscina de lixiviados 1 presenta un Rm DQO/AGV de 4,228, y en consecuencia una presunta reducción en la presencia de ácido butírico, o de ácidos grasos de mayor peso molecular.

La Rm DQO/AGV permanece constante, aproximadamente 4, desde que el lixiviado ingresa hasta que sale del sistema de tratamiento químico. La situación que se presenta en la piscina de lixiviados

1, también ocurre en el filtro anaerobio, donde el lixiviado al ingresar experimenta un escaso porcentaje de remoción, pero un cambio significativo en Rm DQO/AGV, que cambia desde 3,992 hasta 3,656, una Rm DQO/AGV cercana a la del propiónico (3,5).

Si la hipótesis antes descrita de eliminación vía física es cierta, explicaría el mayor porcentaje de remoción logrado en la piscina de lixiviados 1, resultado del cambio de fase de los ácidos grasos disueltos, aun con TRH menores a la piscina de lixiviados 2 y la tendencia a eliminar los ácidos grasos de mayor peso molecular, visible por un descenso en la Rm DQO/AGV entre el lixiviado influente y efluente. La remoción de la materia orgánica en esta unidad entonces se llevaría a cabo principalmente por la separación de los ácidos grasos volátiles de mayor peso molecular (C_4 y C_5), sobre el líquido en forma de espuma, y por adsorción sobre las paredes y el fondo de la piscina de lixiviados. Es necesario acumular más evidencia al respecto.

Es necesario la cuantificación e identificación adecuada de los AGV en el lixiviado. Esto es posible empleando cromatografía de gases, y ya se han hecho determinaciones apropiadas, aunque ninguna muestra de lixiviados ha sido analizada.

En conclusión la PLTRSA remueve aproximadamente el 60% de la materia orgánica presente en el lixiviado como DQO, y el 55% de esta como DBO y AGV. La mayor parte de la remoción se lleva a cabo en la piscina de lixiviados 1, en donde se remueve aproximadamente el 45% de la DQO, el 30% de la DBO y el 40% de AGV. El porcentaje de remoción restante es logrado aproximadamente en partes iguales por la piscina de lixiviados 2 y el sistema de tratamiento químico, con un aporte escaso del filtro anaerobio. De igual manera la mayor eficiencia es la lograda en la piscina de lixiviados 1.

La remoción lograda por la piscina de lixiviados 1 se atribuye, por el autor, preferentemente a un fenómeno físico de separación de fases de los ácidos grasos volátiles presentes en el lixiviado. Considerese la información presentada en el capítulo 1 respecto a los ácidos grasos. La R_m del lixiviado que ingresa a la piscina de lixiviados indica una presencia preferente de ácido butírico, con una concentración aproximada de 0,2M. El ácido butírico es infinitamente soluble en agua libre de iones, pero su solubilidad disminuye en presencia de iones. Tal mecanismo explicaría la remoción lograda en la piscina de lixiviados 1, por un mecanismo físico no biológico.

Se podría optimizar el sistema de tratamiento químico aumentando el periodo de operación de 4 horas a 8 horas diarias, favoreciendo un caudal de operación menor, que permita TRH instantáneos más largos en el tanque sedimentador, además de una mejor mezcla y de una probabilidad menor de que lotes del lixiviado atraviesen el sistema de tratamiento químico sin ser tratados.

El aporte del filtro anaerobio a la remoción de la materia orgánica es escaso, y su eficiencia en la remoción de la DQO es de tan solo el 5,93%, la menor de cualquiera de las unidades consideradas. La VCO a la que es operado (4,61KgO₂/m³.día) esta dentro del rango de operación de un filtro, pero fue calculada en base al volumen total, y no en base al volumen activo, así que debe ser mucho mayor. Es necesario acumular mayor evidencia respecto del funcionamiento del filtro anaerobio.

Debe considerarse el empleo de un material portador que permita aprovechar al máximo el volumen, al tiempo que permite una alta inmovilización de la biomasa. Igualmente debe tenerse en cuenta el sulfato que ingresa al filtro anaerobio proveniente del sistema de tratamiento químico. Es probable que el reactor este sometido a condiciones sulfidogénicas. De ser así es necesario monitorear las concentraciones de sulfato y sulfuro soluble e ionizado que ingresan y salen del filtro anaerobio. Si

las concentraciones de sulfuro son altas, pueden resultar limitantes del proceso, siendo necesaria la adición de sales de hierro que conviertan el sulfuro soluble en sulfuro de hierro, una especie de sulfuro no soluble. Su acumulación puede ocasionar pérdidas de la capacidad de carga del filtro, así que deben considerarse un material portador que permita un fácil mantenimiento.

El autor había alimentado sus reactores con lixiviados provenientes directamente del RSA, y en consideración a la información antes expuesta, la etapa límite de la PTLRSA se encuentra en remover la materia orgánica del lixiviado efluente de las piscinas de almacenamiento de lixiviados, y no en la remoción de la materia orgánica presente en el efluente del RSA. Para cumplir con la normatividad vigente solo es necesario que las unidades restantes de la PTLRSA aporten a la remoción total de la materia orgánica el 30% restante (La normatividad legal está expresada en términos de DBO, pero esta suele ser inferior a la DQO y sus valores correlacionables).

Considerando esto, el autor decidió rearrancar el reactor alimentándolo con lixiviados provenientes de la piscina de almacenamiento de lixiviados, a VCO similares a las antes empleadas. Dado que no encontró concentraciones significativas de sulfato decidió adicionarlo en forma de sulfato de hierro. El empleo de esta sal está justificado si consideramos que el sulfuro producido por la reducción del sulfato, precipitara como sulfuro de hierro, limitándose su acción tóxica.

6. PERIODO OPERACIONAL II

El reactor durante este periodo de operación exhibió apreciable actividad sulfidogénica, evidenciable en la caída de la concentración de sulfatos durante los días 0 a 4, y el aumento en la concentración de sulfuros en el efluente a partir del día 24. La caída en la concentración de sulfatos a partir del día 14 es el efecto múltiple de la actividad biológica y del efecto de dilución provocado por el ingreso del influente con bajas concentraciones de sulfatos. Tal desaparición del sulfato y su transformación en sulfuro serían responsables de los potenciales redox más negativos registrados a partir del día 12.

El fallo operativo registrado entre los días 10 a 18 podría explicarse por múltiples mecanismos. No existen incrementos en la VCO, así que el reactor no estuvo expuesto a una sobrecarga, sin embargo la composición de la materia orgánica del influente varió considerablemente. La Rm DQO/AGV del influente hasta el día 8 había sido inferior a 4,7, pero en los influentes posteriores al día 10 presentan Rm DQO/AGV mayores. Si la hipótesis respecto a la validez de la relación molar DQO/AGV en el lixiviado es cierta, los influentes posteriores al día 10 poseen AGV de cadenas cada vez más largas. Los microorganismos pudieron tener algunas dificultades para degradar estos nuevos sustratos y los intermediarios resultantes (particularmente el propiónico, generado a partir de la oxidación del butirato). Una vez la comunidad microbiana se adaptó, estos nuevos sustratos fueron degradados.

Aunque cinética y termodinámicamente un reactor sulfidogénico debería superar a uno metanogénico, 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 $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ 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 $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-} > 10$, las concentraciones de H_2S libre no excederán el valor crítico de 150mg/l, y se obtendrá siempre una degradación anaerobia estable. Por el contrario, un descenso de la relación $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ por debajo de 10 pueden conducir a una caída sustancial de la eficiencia del tratamiento, debido a inhibición severa por concentraciones elevadas de H_2S libre (Kalyuzhnyi *et al.*, 1998).

Durante este periodo operacional la relación $\text{DQO}/\text{SO}_4^{2-}$ al interior del reactor siempre se mantuvo por debajo de 10, alcanzando durante el fallo operativo valores cercanos a 2. Sin embargo la concentración de sulfuro libre nunca excedió los 100mg/l, y su concentración durante y antes del fallo operativo fue de aproximadamente 7mg/l. Debe tenerse en cuenta que el SO_4^{2-} se adiciono como FeSO_4 así que gran parte del sulfuro soluble proveniente de la reducción del SO_4^{2-} , se precipito como FeS ($K_{ps} = 3,0 \cdot 10^{-17}$). El pH sin embargo experimento una caída durante el fallo operativo llegando a un mínimo de 6,7, y pudo resultar inhibitorio para algunos microorganismos. Las arqueas metanogénicas son inhibidas a un pH de 6,5 siendo la población microbiana más sensible (Batstone, 1999).

Existe un factor aún no considerado, que puede ser definitivo en este fallo, el potencial redox. Considérese que potenciales redox mas negativos significan menor tendencia a la reducción y mayor

tendencia la oxidación. A medida que el potencial redox disminuye pueden utilizarse aceptores de electrones que termodinámicamente son menos favorables. Obsérvese a este respecto como la actividad microbiana cayó, al tiempo que el potencial redox se tornaba más positivo. El incremento del potencial redox fue provocado por la adición de FeSO_4 y a medida que este desaparecía el potencial redox se tornó más negativo, y la actividad biológica, evidenciable en la remoción de la materia orgánica, aumentó. El autor no ha encontrado suficientes datos para explicar cómo la adición de FeSO_4 provocó tal variación.

De las investigaciones y modelos matemáticos de degradación anaerobia sulfidogénica y metanogénica revisados, solo una incluye el potencial redox (Lettinga *et al.*, 1999) como parámetro de control. Los modelos de Kalyuzhnyi *et al.* (1998), Batstone (1999) y Vavilin *et al.* (2000), de los que el autor dispone, no incluyen tal parámetro dentro de sus modelos, ni los datos allí mostrados a partir de los cuales fueron calibrados tales modelos.

Considérese sin embargo que los potenciales de reducción deben mantenerse bajos, si han de prevalecer condiciones anaerobias adecuadas. El hidrógeno liberado por la oxidación de los sustratos orgánicos fermentados debe ser consumido, a fin de mantener una presión parcial de hidrógeno baja, que posibilite las reacciones de degradación anaerobia. La adición de FeSO_4 incrementa el potencial redox al interior del reactor en un mecanismo que posiblemente incluye el aumento en la presión parcial del H_2 , asociada a la precipitación del H_2S .

Una vez el potencial redox se tornó más electronegativo, el reactor evidenció recuperación del fallo operativo, aumentando su eficiencia en la remoción biológica de la materia orgánica. El reactor llegó a alcanzar eficiencias en la remoción de la DQO del 50%, a potenciales redox de -70mV. En

este punto la concentración de sulfuro libre alcanzo una concentración de 60,70mg S/l. El aumento en la concentración de S²⁻ puede explicarse por la disminución del Fe²⁺ al interior del reactor, después de cesada la adición de FeSO₄. Parte del Fe²⁺, debió precipitar como FeS, y el resto abandono sucesivamente el reactor arrastrado en el efluente.

La VCO a la que fue operado el reactor ($0,95 \pm 0,17$ mgO₂/l.día) esta dentro del rango operacional en el que comúnmente un reactor anaerobio metanogénico es operado (Metcalf & Eddy, 1995). Se esperaría dada su naturaleza sulfidogénica que a esa VCO alcanzara altos porcentajes de remoción de la DQO, sin embargo no fue así. El periodo de evaluación fue demasiado corto y las condiciones de operación muy inestables, particularmente la VF-SO₄²⁻. Es necesario mantener la operación de tal reactor durante un periodo de tiempo más largo que permite observar cual es la VCO más alta que puede alcanzar, al tiempo que mantiene altas eficiencias en la remoción de la DQO, a una VF-SO₄²⁻ determinada. La VF-SO₄²⁻ adecuada podría determinarse en pruebas por lotes, calculando la constante de saturación de sulfato para una biomasa microbiana dada, o por un método heurístico empleando reactores a escala laboratorio sometidos a diferentes VF-SO₄²⁻. En ambos casos debe considerarse la posible inhibición por H₂S.

Aunque la eficiencia máxima en la rDQO alcanzada por RI durante el periodo operacional II es bastante alta (60%) en comparación con la rDQO promedio lograda por el FA de la PTLRSA (6%), la VCO promedio (4,61KgO₂/l.día) a la que esta sometido este ultimo reactor es por lo menos 4 veces superior y los TRHs promedios (4,75) son por lo menos 3 veces menores. En consecuencia es necesaria investigación adicional que permita establecer si un reactor sulfidogénico es capaz de llegar a alcanzar altas eficiencias en la rDQO operando a las VCOs y a los TRHs del FA de la PTLRSA.

Debe tenerse en cuenta además, que el material portador empleado en tal filtro es grava, así que podría aprovecharse mejor el volumen del FA de la PTLRSA si se empleara un material con una estructura menos compacta. Tal material podrían ser conchas de moluscos marinos, como las empleadas en esta investigación. Un mayor volumen incrementa los TRHs y permitiría alcanzar eficiencias más altas.

7. CONCLUSIONES

Un reactor anaerobio de flujo ascendente, que utilizo como material portador conchas de moluscos marinos, fue empleado en el tratamiento anaerobio sulfidogénico del lixiviado efluente del RSA. Aunque tuvo un periodo de arranque adecuado y estuvo sometido a VCOs relativamente bajas, no fue capaz de mantener un desempeño aceptable durante los aproximadamente cien días en que fue operado. El fallo se atribuye a un arranque y operación inadecuados. La concentración de sulfatos en el influente, no fue suficiente para mantener una actividad sulfidogénica capaz de mantener altas eficiencias en la remoción de la materia orgánica. Además se presume que el influente contenía cantidades significativas de butirato, cuya oxidación pudo haber provocado acumulación de propionato al interior del reactor, un intermediario de difícil degradación vía metanogénica, y más aun si se tiene en cuenta que las condiciones ambientales prevalecientes al interior del reactor durante el arranque y la operación no eran las adecuadas para tal ruta. Las concentraciones de amonio en el lixiviado utilizado como influente ($>1500\text{mg NH}_3\text{-N/l}$) también pudieron ser tóxicas para los microorganismos.

Además de las conchas de moluscos marinos, también se empleo como material portador grava y anillos estriados de PVC. Las conchas de moluscos marinos resultaron ser el mejor material portador. Este material por su origen natural contiene trazas de minerales que posiblemente facilitaron el establecimiento de los microorganismos.

De acuerdo a los datos obtenidos de la operación de la PTLRSA, es necesario optimizar los procesos de remoción de la materia orgánica por el sistema de tratamiento químico y el filtro

anaerobio. La planta en conjunto tiene una eficiencia en la remoción de la DQO del 60%. Alrededor del 50% de esta remoción es lograda en la piscina de lixiviados 1. La eficiencia en la remoción de la materia orgánica del filtro anaerobio es baja y en consecuencia su aporte a la remoción de la materia orgánica del lixiviado es casi nulo.

Considerado el fallo operativo del reactor y las limitaciones de la PTLRSA, esta investigación se reorientó hacia el tratamiento de los lixiviados procedentes de la piscina de lixiviados 2 de la PTLRSA. Durante la operación del reactor se adicionó sulfato de hierro, a fin de promover la degradación anaerobia sulfidogénica del lixiviado.

Este reactor sulfidogénico operado a una VCO aproximada de 1g/l.día (1Kg/m³.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. El periodo de arranque fue bastante corto, al igual que el periodo de operación, así que es necesario acumular mayor evidencia respecto a las condiciones óptimas de operación. Las concentraciones de H₂S no alcanzaron niveles tóxicos que pudieran limitar la actividad biológica, sin embargo la acumulación del FeSO₄ adicionado al interior del reactor provocó un incremento del potencial redox que detuvo la actividad biológica. Cesada tal adición el reactor volvió a recuperarse.

Aunque tal reactor sulfidogénico alcanzó una eficiencia en la remoción de la DQO considerable, la VCO a la que fue operado es relativamente baja si se consideran que esta es la VCO típica a la que es operado un reactor metanogénico. Un reactor sulfidogénico en virtud de su naturaleza debería desempeñarse muy por encima de un reactor metanogénico. Además la VCO promedio a la que está sometido el filtro anaerobio de la PTLRSA es por lo menos 4 veces superior y el TRH promedio

tres veces menor. En consecuencia es necesario acumular mayor evidencia experimental que permita determinar si es factible el tratamiento anaerobio sulfidogénico de los lixiviados, bajo las condiciones operacionales del FA de la PTLRSA.

8. RECOMENDACIONES

Una futura investigación debería considerar la alimentación en línea de los reactores con lixiviados provenientes de la segunda piscina de almacenamiento de lixiviados de la planta de tratamiento s de lixiviados del relleno sanitario Antanas (PTLRSA), y en consecuencia los reactores deberán emplazarse en el sitio del relleno. De esta forma los reactores se alimentaran con un influente cuyas características se aproximan mas a las reales, y se evitarían los problemas asociados a la conservación del lixiviado utilizado como influente. Deben emplearse como parámetros de control el pH, el potencial redox, la alcalinidad, la DQO y la concentración de AGVs. En el caso de un reactor sulfidogénico el potencial redox debe mantenerse por debajo de $-50V$. Es necesario establecer un marco de parámetros operacionales con base en datos experimentales y confrontarlos con los modelos matemáticos de degradación sulfidogénica disponibles. Los resultados de degradación sulfidogénica obtenidos por esta investigación corresponden un periodo de tiempo demasiado pequeño, y en el que parámetros como la $VF-SO_4^{2-}$ variaron demasiado, así que es necesario ensayos adicionales.

En consideración a los resultados obtenidos por esta investigación debería emplearse como material portador conchas de moluscos marinos, aunque teniendo en cuenta las ventajas de los materiales sintéticos (alta superficie específica, baja densidad, mayor porcentaje de espacio libre) su posible aplicación como material portador debe ser investigada. Atendiendo a las ventajas cinéticas y termodinámicas de las BRS, y a los resultados preliminares de degradación sulfidogénica de lixiviados presentados por esta investigación debería emplearse un reactor sulfidogénico. Tal reactor debería alimentarse con $FeSO_4$ y así eliminar los inconvenientes asociados a la inhibición

por el H₂S generado por la reducción del sulfato, aunque debe tenerse en cuenta el incremento en el potencial redox generado por tal adición.

Las VCOs de los reactores deben incrementarse paulatinamente, solo una vez hayan alcanzado eficiencias en la rDQO del 90%, partiendo de VCOs bajas. De esta forma se evitaría la acumulación de productos inhibitorios resultantes del metabolismo, y se aseguraría la colonización del reactor por una comunidad microbiana estable a largo plazo. Debe tenerse en cuenta sin embargo que los reactores de lecho fijo tienden a exhibir comunidades clímax estables en el tiempo (Massol-Deyá *et al.*, 1997), mientras los sistemas de cultivo en suspensión exhiben comunidades microbianas dinámicas con un patrón específico de relación entre poblaciones (Fernandez *et al.*, 1999).

No puede descartarse por completo el uso de reactores metanogénicos, dado que los resultados de degradación sulfidogénica obtenidos por esta investigación no son definitivos y es necesaria mayor evidencia experimental. En el caso de emplear reactores metanogénicos deben tenerse en cuenta algunos inconvenientes. En consideración a la degradación preferencial del acetato y butirato en detrimento del propionato es necesario concebir en el caso de emplear un reactor metanogénico, un sistema de 2 módulos. En el primero se llevaría a cabo una degradación preferencial de acetato y butirato, mientras en el segundo la baja concentración de acetato y butirato favorece la degradación del propionato (Lettinga *et al.*, 1999). Recuérdese que las BRS no enfrentan este problema y pueden degradar el propionato sin inconvenientes. También podría considerarse en un reactor metanogénico de una sola fase la adición de pequeñas cantidades de sulfato que permitirían a las BRS presentes degradar el propionato (Harmsen *et al.*, 1996).

Una vez estabilizada la operación de los reactores podría caracterizarse la actividad biológica de la comunidad microbiana presente al interior del reactor en un momento dado empleando pruebas por lotes (*batch*). Con ellas se pretende establecer la actividad biológica de la población que predomina o de las poblaciones existentes y no aislar o identificar un microorganismo en particular. El ensayo por lotes sugerido es el de actividades de degradación específica de sustrato (Lettinga *et al.*, 1999). Este ensayo permite determinar la afinidad de una biomasa dada por un sustrato específico, en este caso acetato, butirato o propionato. Evaluada a través del tiempo permite determinar si un grupo metabólico o población es o no persistente en la comunidad microbiana del reactor y el grado de su actividad biológica. Aunque originalmente desarrollada para microorganismos metanogénicos, puede ser modificada para evaluar la actividad de degradación específica de sustrato por las BRS, en una prueba que debe incluir la determinación de la constante de saturación para el sulfato. La constante de saturación de sulfato para una biomasa dada puede determinarse reemplazando los datos de eliminación del sustrato en la forma integrada de la ecuación Michaelis-Menten (Segel, 1952; Bray y White, 1958). Empleando la mencionada ecuación también podría calcularse la constante de saturación de cualquiera de los AGVs empleados como sustratos.

Aunque teóricamente es posible desarrollar tales pruebas, existen algunos inconvenientes técnicos que limitan su aplicabilidad, y que es necesario superar. Considérese que tales ensayos van a ser utilizados en forma rutinaria para monitorear el desempeño de un reactor, y así que debe tener un bajo costo. Un ensayo de estos es equiparable al ensayo tradicional de demanda bioquímica de oxígeno (DBO), solo que en el caso de reactores aerobios no es necesario conocer la afinidad de una biomasa dada por un sustrato. Debe tenerse en cuenta que bajo condiciones aerobias no existen restricciones respecto al aceptor de electrones y no es necesario un equilibrio entre las poblaciones de la comunidad microbiana existente en un reactor. Sólo basta con conocer cuanto oxígeno será

necesario para degradar la materia orgánica presente.

Es necesario además la cuantificación e identificación de los AGV presentes en el lixiviado del RSA, permitiendo así una valoración precisa de las sustancias a ser degradadas por un reactor dado. El autor ha desarrollado un método basado en GC/FID (Gas Chromatography / Flame Ionization Detector) que le permite cuantificar e identificar AGVs presentes en muestras ambientales. Además tales determinaciones sumada a los datos de alcalinidad, pH y potencial redox pueden ser utilizados para valorar el proceso anaerobio predominante al interior del relleno, siempre y cuando tales datos formen parte de un plan de monitoreamiento rutinario. El autor evalúa con base en referencias bibliográficas la posibilidad de determinar con base en la alcalinidad, en el potencial redox, y en la concentración de AGVs individuales el proceso anaerobio predominante al interior de un relleno sanitario. En este caso es necesario además de la revisión bibliográfica el desarrollo de pruebas modelo que imiten las condiciones reales imperantes tanto en reactores anaerobios, como al interior de un relleno sanitario, que permitan complementar la información bibliográfica no disponible y calibrar un posible modelo. Es importante reconocer y comprender las limitaciones de la degradación anaerobia metanogénica y sulfidogénica, a fin de mejorar el proceso de descomposición de la materia orgánica vía anaerobia.

BIBLIOGRAFIA

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

BANISTER, S.S. and PRETORIUS, W.A. Optimization of primary sludge acidogenic fermentation for biological nutrient removal. En : Water SA. Vol. 24; p.35-41.

BATSTONE, D.J. High rate anaerobic treatment of complex wastewater. Queensland, 1999, 200 p. Thesis Doctor of Phylosophy (Chemical Engineer). The University of Queensland. Department of Chemical Engineering.

BRAY, H.G. y WHITE, K. Cinética y termodinámica en bioquímica. Trad. Gutierrez Losa, C. Zaragoza: Acribia, 1958. 431p.

Dirección Tecnica, Empresa Metropolitana de Aseo. Caudal de lixiviado crudo, número de horas de funcionamiento de la planta fisicoquímica y volúmenes de descarga: Informe DT-02-046. Pasto: DT, EMAS, 2002.

EFX Systems. Biological treatment of high organic strength waters. High rate anaerobic fixed film process. 1997. www.efxsystems.com

FERNANDEZ, Ana; HUANG, Suiying; SESTON, Shery; XING, Jian; HICKEY, Robert; CRIDDLE, Craig and TIEDJE, James. How stable is stable? Function versus community composition. En : Applied and Environmental Microbiology. Vol. 65 (1999). p.3697-3704.

GIERLICH, H and KOLLBACH, F. Treating landfill leachate in European Countries. Biological treatment and membrane filtration are common approaches. En : Autumm International 1998, Autumm 1998, Pollution Engineering International.

GONZALEZ LOPEZ, German Edmundo y MARTINEZ MIRANDA, Jairo Fernando. Caracterización de los residuos sólidos y lixiviados en la ciudad de San Juan de Pasto. San Juan de Pasto, 1998, 160 p. Trabajo de grado (Ingeniero civil). Universidad de Nariño. Facultad de Ingeniería.

HARMSSEN, Harmie J.M; AKKERMANS, Antoon D.L; STAMS, Alfons J.M and DE VOS, Willem M. Population dynamics of propionate-oxidizing bacteria under methanogenic and sulfidogenic conditions in anaerobic granular sludge. En : Applied and Environmental Microbiology. Vol. 62 (1999). p.2163-2168.

HENRY, J.G., and PRASAD, D. Anaerobic treatment of landfill leachate by sulfate reduction. En : Water Science and Technology. 2000. Vol. 41 No. 3 (2000). p.239-246.

KALYUZHNYI, Sergei; FEDOROVICH, Viacheslar; LENS, Piet; HULSHOFF POL, Look and LETTINGA, Gatze. En : Mathematical modelling as a tool to study population dynamics between sulfate reducing and methanogenic bacterial. Biodegradation. Vol. 9 (1998). p.187-199.

LABORATORIO DE AGUAS, UNIVERSIDAD DE NARIÑO. Analisis ----. Pasto: LA UDENAR, 2001.

_____. Analisis LA-134. Pasto: LA UDENAR, 2002.

LETTINGA, G., REBAC, S., PARSHINA, S., NOZHEVNIKOVA, A., VAN LIER, J.B., and STAMS, A.J.M. High-rate anaerobic treatment of wastewater at low temperature. *Applied and Environmental Microbiology*. 1999. 65:1696-1702.

LILEY, P.E., REID, R.C., y BUCK, E. Sección 3. En : PERRY, H., GREEN, D.W., y Maloney, J.D. *Manual del Ingeniero Químico*. México: McGrawHill, 1996.

LONDOÑO, RICARDO. Director Técnico, Empresa Metropolitana de Aseo. Comunicación personal. 2002.

MADIGAN, Michael T; MARTINKO, Jhon M. y PARKER, Jack. Brock, *Biología de los microorganismos*. Trad. Gacto Fernandez *et al.* 8ed. Madrid: Prentice Hall Iberia, 1999. 1064p.

MASSOL-DEYÁ, A., WELLER, R., RIOS-HERNANDEZ, L., ZHOU, Z., HICKEY, F. and TIEDJE, J.M. Succession and convergence of biofilm communities in fixed-film reactors treating aromatic hydrocarbons in groundwater. En : *Applied and Environmental Microbiology*. Vol. 63 (1997). p.270-276.

METCALF & EDDY, INC. *Ingeniería de aguas residuales*. Madrid: McGraw-Hill, 1995. 1485p.

MORMILE, Melanie R; GURIJALA, Koteswara R; ROBINSON, Joseph A; McINERNEY, Michael J; and SUFLITA, Joseph M. En : The importance of hidrogen in landfill fermentations. En : Applied and Enviromental Microbiology. Vol. 62 (1996). p. 1583-1588.

MORRISON, T., y BOYD, R. Química Orgánica. Mexico: Addison Wesley Longman, 1990

RASKIN, Lutgarde; RITTMAN, Bruce E. and STAHL, David A. Competition and coexistence of sulfate-reducing and methanogenic populations in anaerobic biofilms. En : Applied and Enviromental Microbiology. Vol. 62 (1996). p.3847-3857.

SALAZAR CANO, Roberto. Fundamentos de tratamientos anaerobios. Pasto: Universidad de Nariño, 1999. 170p.

SCHINK, Bernard. Energetics of syntrophic cooperation in methanogenic degradation. En : Microbiology and molecular Biology Reviews. 1997. 61:262-280.

SEGEL, I. H. Calculos de bioquimica. Trad. Montejo de Garcini G., E. Zaragoza: Acribia, 1952. 564p.

Subdirección de Calidad Ambiental, Corporación Autonoma Regional de Nariño. Concepto técnico 1321/01. Pasto: SUBCAM - CORPONARIÑO, 2001.

_____. Informe de control y monitoreo 315/01. Pasto: SUBCAM- CORPONARIÑO, 2001

_____. Concepto técnico 084/02. Pasto: SUBCAM - CORPONARIÑO, 2002.

_____. Concepto técnico 100/02. Pasto: SUBCAM - CORPONARIÑO, 2002.

_____. Concepto técnico 131/02. Pasto: SUBCAM - CORPONARIÑO, 2002.

_____. Concepto técnico 196/02. Pasto: SUBCAM - CORPONARIÑO, 2002.

_____. Informe de control y monitoreo 19/02. Pasto: SUBCAM- CORPONARIÑO, 2002.

THAUER, Rudolf K. Biochemistry of methanogénesis: a tribute to Marjory Stephenson. En : Microbiology. Vol. 144 (1998). p.2377-2406.

VAVILIN, V.A., LOKSHINA, L.Y., and RYTOV, S.V. The <METHANE> simulation model as the first generic user-friend model of anaerobic digestion. En : Vestnik Moskorskogo Universiteta. Khimiya. Vol. 41 (2000). p.22-26.

VIDAL ALVAREZ, Roberto; ESTRELLA Aspe and URRUTIA Homero. Influence of carrier materials on methanogenic and sulfidogenic bacteria in anaerobic-filters reactors type. En : Revista Latinoamericana de Microbiología. (2000).

WADE, L. G. Química Orgánica. México: Prentice Hall Hispanoamericana, 1993. 1317 p.

Anexo A. Energías libres de formación, G° , y potenciales redox para algunas sustancias (kJ/mol) de interés en esta investigación.

Potenciales redox		Energías libres de formación	
Par redox	E_o' (V)	Compuesto	kJ/mol
SO ₄ ²⁻ /HSO ₃ ⁻	-0,52	CO ₂	-394,4
CO ₂ /formiato	-0,43	CH ₄	-50,75
2H ⁺ /H ₂	-0,41	H ₂ CO ₃	-623,16
NAD ⁺ /NADH	-0,32	HCO ₃ ⁻	-586,85
CO ₂ /acetato	-0,29	CO ₃ ²⁻	-527,90
CO ₂ /CH ₄	-0,24	Acetato	-369,41
SO ₄ ²⁻ /HS	-0,217	Butirato	-352,63
O ₂ /H ₂ O	+0,82	Etanol	-181,75
		Formato	-351,04
		Glucosa	-917,22
		Lactato	-517,81
		Propionato	-361,08
		Valerato	-344,34
		H ₂	0
		H ⁺	0 a pH 0 -5,69 por unidad de pH
		O ₂	0
		H ₂ O	-237,17
		SO ₄ ²⁻	-744,6
		H ₂ S	-27,87
		HS	+12,05
		S ²⁻	+85,8

Madigan *et al.* (1999)

Anexo B. Características del lixiviado influente y efluente de RI durante el periodo operacional I.

dias	DQO _T		DQO ₅		AGV		Sulfatos		Amoniaco		Alcalinidad		pH	
	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente
0	76832	36116	65603	35145	27320	18780	-	-	1634	1284	10874	7630	5,89	6,45
10	76489	36734	65714	33700	27894	18930	-	-	1608	1503	10525	7715	5,97	6,50
20	94805	31110	62548	29604	26734	19195	-	-	1694	1326	11033	7794	6,01	6,54
30	90674	35688	64900	26530	28373	19756	-	-	1771	1065	11190	7986	6,04	6,55
40	74295	40397	66715	35626	27554	20342	907,02	0	1602	1240	11250	8200	6,08	6,57
50	73752	47355	68900	25004	27648	20687	705,25	0	1794	1094	11833	9000	6,13	6,67
60	74682	49363	67258	48305	29500	22160	750,35	0	1948	1473	11854	9750	6,14	6,69
70	75316	51565	62488	46179	29487	23565	972,35	0	1939	1597	11868	10700	6,17	6,70
80	77703	53846	50975	53330	28850	24863	917,34	0	1954	1138	11871	10716	6,18	6,72
90	74868	62549	65848	57428	29640	25720	922,16	0	1972	1740	11910	10740	6,20	6,73

DQO en mg O₂/l; AGV en mg CH₃COOH/l; Sulfatos en mg SO₄²⁻/l; Amoniaco en mg NH₃-N/l; Alcalinidad en mg CaCO₃/l.

dias	DQO _T		DQO ₅		AGV		Sulfatos		Amoniaco		Alcalinidad		pH	
	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente	Influyente	Efluente
0	2401	1129	2050	1098	455	313	-	-	27	21	217	153	5,89	6,45
10	2390	1148	2054	1053	465	316	-	-	27	25	211	154	5,97	6,50
20	2966	972	1955	825	446	320	-	-	28	22	221	156	6,01	6,54
30	2834	1115	2009	839	473	329	-	-	30	18	224	160	6,04	6,55
40	2322	1262	2085	1113	459	339	9	0	27	21	225	164	6,08	6,57
50	2305	1480	2153	781	464	345	7	0	30	18	237	180	6,13	6,67
60	2331	1543	2102	1528	492	369	8	0	32	25	237	195	6,14	6,68
70	2354	1611	1953	1443	491	393	10	0	32	27	237	214	6,17	6,70
80	2428	1683	1593	1667	483	414	10	0	33	19	237	214	6,18	6,72
90	2343	1955	2061	1795	494	429	10	0	33	29	238	215	6,20	6,73

DQO en mM O₂; AGV en mM CH₃COOH; Sulfatos en mM SO₄²⁻; Amoniaco en mM NH₃-N; Alcalinidad en mEq CaCO₃.

Anexo C. Características del lixiviado influente y efluente de RI durante el periodo operacional II. (Concentraciones en mg/l)

dias	DQO		AGV		Alcalinidad		Sulfatos		Sulfuros		Potencial Redox mV		pH	
	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
0	16330	9135	6978	3660	4750	2940	824	5624	7,48	3,44	-48	-29	7,56	7,25
2	16330	9135	6978	3761	4750	2810	792	4390	7,48	5,45	-48	-16	7,56	7,04
4	16330	11576	6978	3990	4750	2750	785	3257	7,48	7,36	-48	-12	7,56	6,96
6	17594	12623	7000	3517	4760	2680	778	3648	6,72	5,36	-40	-8	7,47	6,9
8	17594	11097	7000	3484	4760	2560	765	3828	6,72	6,96	-40	-4	7,47	6,82
10	11189	11058	3662	3465	4780	2500	752	4634	7,76	7,76	-52	0	7,68	6,74
12	11189	10964	3662	3463	4780	2480	745	5448	7,76	7,44	-52	4	7,68	6,7
14	11189	10613	3662	3442	4780	2380	755	5482	7,76	7,36	-52	1	7,68	6,72
16	11189	10534	3662	3136	4780	2280	747	5104	7,76	8,32	-52	-13	7,68	6,99
18	11882	11058	3949	3301	4550	2330	723	4592	6,80	5,92	-50	-10	7,64	6,93
20	11882	8950	3949	3215	4550	2450	752	3721	6,80	4,00	-50	-15	7,64	7,02
22	11882	8885	3949	3244	4550	2550	741	2848	6,80	6,00	-50	-17	7,64	7,06
24	11224	8150	2845	2232	4500	2800	736	1950	7,20	7,30	-71	-24	8	7,18
26	11224	7450	2845	2102	4500	3100	732	1300	7,20	16,20	-71	-46	8	7,22
28	11224	6500	2845	2176	4500	3570	728	1050	7,20	15,00	-71	-49	8	7,52
30	11224	6759	2845	1912	4500	3790	712	560	7,20	19,50	-71	-65	8	7,93
32	12659	6669	2742	1515	4450	4050	716	470	7,42	20,50	-71	-68	8,2	8,02
34	12659	6333	2742	1093	4450	4230	705	188	7,42	27,79	-71	-74	8,2	8,07
36	12659	6006	2742	1387	4450	4280	698	79	7,42	53,40	-71	-79	8,2	8,14
38	12659	5287	2742	1000	4450	4230	702	51	7,42	60,70	-71	-71	8,2	8,03

DQO en mg O₂/l; AGV en mg CH₃COOH/l; Sulfatos en mg SO₄²⁻/l; Sulfuros en mg S²⁻/l; Alcalinidad en mg CaCO₃/l.

Anexo D. Características del lixiviado influente y efluente de RI durante el periodo operacional II. (Concentraciones en mM y mEq)

dias	DQO		AGV		Alcalinidad		Sulfatos		Sulfuros		Potencial Redox mV		pH	
	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente	Influente	Efluente
0	510,31	285,47	116,30	61,00	95,00	58,80	8,58	58,58	0,23	0,11	-48,00	-29,00	7,56	7,25
2	510,31	285,47	116,30	62,68	95,00	56,20	8,25	45,73	0,23	0,17	-48,00	-16,00	7,56	7,04
4	510,31	361,75	116,30	66,50	95,00	55,00	8,18	33,93	0,23	0,23	-48,00	-12,00	7,56	6,96
6	549,81	394,47	116,67	58,62	95,20	53,60	8,10	38,00	0,21	0,17	-40,00	-8,00	7,47	6,9
8	549,81	346,78	116,67	58,07	95,20	51,20	7,97	39,88	0,21	0,22	-40,00	-4,00	7,47	6,82
10	349,66	345,56	61,03	57,75	95,60	50,00	7,83	48,27	0,24	0,24	-52,00	0,00	7,68	6,74
12	349,66	342,63	61,03	57,72	95,60	49,60	7,76	56,75	0,24	0,23	-52,00	4,00	7,68	6,7
14	349,66	331,66	61,03	57,37	95,60	47,60	7,86	57,21	0,24	0,23	-52,00	1,00	7,68	6,72
16	349,66	329,19	61,03	52,27	95,60	45,60	7,78	53,17	0,24	0,26	-52,00	-13,00	7,68	6,99
18	371,31	345,56	65,82	55,02	91,00	46,60	7,53	47,83	0,21	0,19	-50,00	-10,00	7,64	6,93
20	371,31	279,69	65,82	53,58	91,00	49,00	7,83	38,76	0,21	0,13	-50,00	-15,00	7,64	7,02
22	371,31	277,66	65,82	54,07	91,00	51,00	7,72	29,67	0,21	0,19	-50,00	-17,00	7,64	7,06
24	350,75	254,69	47,42	37,20	90,00	56,00	7,67	20,31	0,23	0,23	-71,00	-24,00	8	7,18
26	350,75	232,81	47,42	35,03	90,00	62,00	7,63	13,54	0,23	0,31	-71,00	-46,00	8	7,22
28	350,75	203,13	47,42	36,27	90,00	71,40	7,58	10,94	0,23	0,47	-71,00	-49,00	8	7,52
30	350,75	211,22	47,42	31,87	90,00	75,80	7,42	5,83	0,23	0,61	-71,00	-65,00	8	7,93
32	395,59	208,41	45,70	25,25	89,00	81,00	7,46	4,90	0,23	0,64	-71,00	-68,00	8,2	8,02
34	395,59	197,91	45,70	18,22	89,00	84,60	7,34	2,06	0,23	0,87	-71,00	-74,00	8,2	8,07
36	395,59	187,69	45,70	23,12	89,00	85,60	7,27	0,82	0,23	1,67	-71,00	-79,00	8,2	8,14
38	395,59	165,22	45,70	16,67	89,00	84,60	7,31	0,53	0,23	1,90	-71,00	-71,00	8,2	8,03

DQO en mg O₂/l; AGV en mg CH₃COOH/l; Sulfatos en mg SO₄²⁻/l; Amoniaco en mg NH₃-N/l; Alcalinidad en mg CaCO₃/l.

Anexo F. Cálculo de parámetros operacionales de la planta de tratamiento de lixiviados del Relleno Sanitario Antanas

Datos empleados para calcular los parámetros operacionales bajo los cuales es operada la PTLRSA

Puntos de muestreo	Demanda Química de Oxígeno						
	19-II-02 (1)	20-II-02 (3)	26-II-02 (3)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	09-VII-02 (1)	09-VII-02 (3)
1	77500	57347	50349	43200	40720	35490	35169
2	40000			26200	32596	19931	17547
3	36500	25127	23569	19200	28536	15976	15545
4	28000	23470	20750		21536	11278	13753
5	23000	21344	20353	16800	12720	12186	12536

Puntos de muestreo	Demanda Bioquímica de Oxígeno			
	19-II-02 (1)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	9-VII-02 (1)
1	39938	24188	25320	22875
2	27563	18375	22526	14625
3	23625	14250	20000	12375
4	18625		15720	9188
5	14875	10563	9860	8625

Puntos de muestreo	Ácidos grasos volátiles	
	20-II-02(3)	09-VII-02 (3)
1	20797	13332
2		7782
3	9995	7435
4	9601	6460
5	9553	6429

Laboratorio que realizó el análisis

- (1) Laboratorio de Aguas, Subdirección de Calidad Ambiental (SUBCAM), CORPONARINO
- (2) Laboratorio de Química, Sección de Laboratorios, Universidad de Nariño (UDENAR)
- (3) El autor

1	Efluente Relleno Sanitario Antanas	Afluente Piscina de lixiviados 1
2	Efluente Piscina de lixiviados 1	Afluente Piscina de lixiviados 1
3	Efluente Piscina de lixiviados 2	Afluente Sistema de tratamiento químico
4	Efluente Sistema de tratamiento químico	Afluente Filtro Anaerobio
5	Efluente Filtro anaerobio	Descarga

CALCULO DE EFICIENCIAS Y APORTES A LA REMOCION DE LA MATERIA ORGANICA INCLUIDOS LOS DATOS DE LABORATORIO DE UNIVERSIDAD DE NARIÑO

Eficiencia en la remoción de la materia organica por cada una de las unidades

Eficiencias en la remoción de la DQO

	19-II-02 (1)	20-II-02 (3)	26-II-02 (3)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	09-VII-02 (1)	09-VII-02 (3)
I	48,39%			39,35%	19,95%	43,84%	50,11%
II	8,75%			26,72%	12,46%	19,84%	11,41%
III	23,29%	6,59%	11,96%		24,53%	29,41%	11,53%
IV	17,86%	9,06%	1,91%		40,94%	-8,05%	8,85%

Eficiencias en la remoción de la DQO

Promedio				
%r	n	SD	%SD	
40,33%	5	10,85	26,92	
15,84%	5	6,57	41,48	
17,60%	6	8,26	46,17	
11,76%	6	15,24	129,59	

Eficiencias en la remoción de la DBO

	19-II-02 (1)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	9-VII-02 (1)
I	30,99%	24,03%	11,03%	36,07%
II	14,29%	22,45%	11,21%	15,36%
III	21,16%		21,40%	25,75%
IV	20,13%		37,28%	6,13%

Eficiencias en la remoción de la DBO

Promedio				
%r	n	SD	%SD	
25,53%	4	9,40	36,80	
15,83%	4	4,11	25,98	
22,77%	3	2,11	9,27	
21,18%	3	12,74	60,14	

Eficiencias en la remoción de AGV

	20-II-02(3)	09-VII-02 (3)
I		41,63%
II		4,46%
III	3,94%	13,11%
IV	0,50%	0,48%

Eficiencias en la remoción de la AGV

Promedio				
%r	n	SD	%SD	
41,63%	1	0,00	0,00	
4,46%	1	0,00	0,00	
8,53%	2	4,59	53,78	
0,48%	2	0,01	2,05	

Aporte a la remoción de la materia organica por cada una de las unidades

Porcentajes de la materia organica total removido por cada una de las unidades. Aporte porcentual a la remoción de la DQO

	19-II-02 (1)	20-II-02 (3)	26-II-02 (3)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	09-VII-02 (1)	09-VII-02 (3)	%r	n	SD	%SD
I	48,39%			39,35%	19,95%	43,84%	50,11%	40,33%	5	10,85	26,92
II	4,52%			16,20%	9,37%	11,14%	5,69%	9,51%	5	4,18	43,93
III	19,97%	2,69%	5,60%		17,19%	13,24%	5,10%	9,18%	6	5,05	55,09
IV	6,45%	3,71%	0,79%		21,85%	-2,56%	3,46%	5,53%	6	7,71	138,00
	70,32%	62,78%	58,58%	61,11%	68,76%	65,66%	64,35%	64,65%	7	3,62	5,81

Porcentajes de la materia organica total removido por cada una de las unidades. Aporte porcentual a la remoción de la DBO

	19-II-02 (1)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	9-VII-02 (1)	%r	n	SD	%SD
I	30,99%	24,03%	11,03%	36,07%	25,53%	4	9,40	36,80
II	9,06%	17,05%	9,90%	9,84%	11,60%	4	3,10	26,56
III	12,52%		16,90%	13,93%	14,45%	3	1,83	12,64
IV	9,39%		23,14%	2,46%	11,66%	3	8,60	73,69
	62,75%	56,33%	61,06%	62,30%	60,61%	4	2,55	4,20

Porcentajes de la materia organica total removido por cada una de las unidades. Aporte porcentual a la remoción de AGV

	20-II-02(3)	09-VII-02 (3)	%r	n	SD	%SD
I		41,63%	41,63%	1	0,00	0,00
II		2,60%	2,60%	1	0,00	0,00
III	1,89%	7,31%	4,60%	2	2,71	58,85
IV	0,23%	0,23%	0,23%	2	0,00	0,37

**CALCULO DE EFICIENCIAS Y APORTE A LA REMOCION DE LA MATERIA ORGANICA
NO INCLUIDOS LOS DATOS DE LABORATORIO DE UNIVERSIDAD DE NARIÑO**

Eficiencias en la remoción de la DQO

	19-II-02 (1)	20-II-02 (3)	26-II-02 (3)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	09-VII-02 (1)	09-VII-02 (3)
I	49,39%			39,35%	43,84%	50,11%	
II	8,75%			26,72%	19,84%	11,41%	
III	23,29%	6,59%	11,96%		29,41%	11,53%	
IV	17,86%	9,06%	1,91%		-0,05%	0,85%	

Eficiencias en la remoción de la DQO

Promedio

%r	n	SD	%SD
45,42%	4	4,19	9,22
16,63%	4	7,10	42,54
16,56%	5	8,44	50,97
5,93%	5	0,63	145,60

Eficiencias en la remoción de la DBO

	19-II-02 (1)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	9-VII-02 (1)
I	30,99%	24,03%	36,07%	
II	14,29%	22,45%	15,38%	
III	21,16%		25,75%	
IV	20,13%		6,13%	

Eficiencias en la remoción de la DBO

Promedio

%r	n	SD	%SD
30,36%	3	4,93	16,25
17,37%	3	3,62	20,82
23,46%	2	2,29	9,78
13,13%	2	7,00	53,33

Eficiencias en la remoción de ACV

	20-II-02(3)	09-VII-02 (3)
I		41,63%
II		4,46%
III	3,94%	13,11%
IV	0,50%	0,46%

Eficiencias en la remoción de la DBO

Promedio

%r	n	SD	%SD
41,63%	1	0,00	0,00
4,46%	1	0,00	0,00
8,53%	2	4,69	53,78
0,49%	2	0,01	2,05

NO INCLUIDOS LOS DATOS DEL LABORATORIO DE LA UNIVERSIDAD DE NARIÑO

Porcentajes de la materia organica total removido por cada una de las unidades. Aporte porcentual a la remoción de la DQO

	19-II-02 (1)	20-II-02 (3)	26-II-02 (3)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	09-VII-02 (1)	09-VII-02 (3)	%r	n	SD	%SD
I	49,39%			39,35%	43,84%	50,11%		45,42%	4	4,19	9,22
II	4,52%			16,20%	11,14%	5,69%		9,33%	4	4,66	49,65
III	10,97%	2,89%	5,60%		13,24%	5,10%		7,56%	5	3,89	51,44
IV	6,45%	3,71%	0,79%		-2,56%	3,46%		2,37%	5	3,05	128,58
	70,32%	62,70%	59,59%	61,11%	65,66%	64,35%		63,97%	6	3,47	5,43

Porcentajes de la materia organica total removido por cada una de las unidades. Aporte porcentual a la remoción de la DBO

	19-II-02 (1)	2-IV-02 (1)	9-IV-02 (2)	9-VII-02 (1)	%r	n	SD	%SD
I	30,99%	24,03%	36,07%		30,36%	3	4,93	16,25
II	8,86%	17,05%	9,84%		12,25%	3	3,40	27,73
III	12,52%		13,93%		13,23%	2	0,71	5,34
IV	9,39%		2,46%		5,93%	2	3,46	58,46
	62,75%	56,33%	62,30%		60,46%	3	2,93	4,64

Porcentajes de la materia organica total removido por cada una de las unidades. Aporte porcentual a la remoción de ACV

	20-II-02(3)	09-VII-02 (3)	%r	n	SD	%SD
I		41,63%	41,63%	1	0,00	0,00
II		2,60%	2,60%	1	0,00	0,00
III	1,89%	7,51%	4,60%	2	2,71	58,85
IV	0,23%	0,23%	0,23%	2	0,00	0,37

- I Piscina de lixiviados 1
- II Piscina de lixiviados 2
- III Sistema de tratamiento químico
- IV Filtro anaerobio

Anexo G. Velocidad volumetrica de flujo. Tiempos de retención hidraulicos.
PTLRSA

Fecha	Caudal		(n)	Tiempo de retencion hidraulicos (dias)					Total
	lps*	m3/dia		1	2	3	4	5	
31/02/2002	0,22	19,008	1	50,17	87,13	0,16	0,64	7,52	145,63
32/02/2002	0,24	20,736	1	45,99	79,87	0,14	0,58	6,90	133,49
33/02/2002									0,00
34/02/2002	0,21	18,144	1	52,56	91,28	0,17	0,67	7,88	152,56
35/02/2002	0,43	37,152	4	25,67	44,58	0,08	0,33	3,85	74,51
36/02/2002	0,61	52,704	1	18,10	31,43	0,06	0,23	2,71	52,52
37/02/2002	0,32	27,648	4	34,49	59,90	0,11	0,44	5,17	100,12
38/02/2002	0,33	28,512	4	33,45	58,09	0,11	0,42	5,02	97,08
39/02/2002	0,28	24,192	1	39,42	68,46	0,12	0,50	5,91	114,42
10/02/2002	0,33	28,512	3	33,45	58,09	0,11	0,42	5,02	97,08
11/02/2002	0,36	31,104	4	30,66	53,25	0,10	0,39	4,60	88,99
12/02/2002	0,34	29,376	4	32,47	56,38	0,10	0,41	4,87	94,23
13/02/2002	0,38	32,832	4	29,05	50,45	0,09	0,37	4,36	84,31
14/02/2002	0,35	30,24	4	31,54	54,77	0,10	0,40	4,73	91,54
15/02/2002	0,34	29,376	4	32,47	56,38	0,10	0,41	4,87	94,23
16/02/2002	0,32	27,648	4	34,49	59,90	0,11	0,44	5,17	100,12
17/02/2002	0,39	33,696	4	28,30	49,15	0,09	0,36	4,24	82,15
18/02/2002	0,29	25,056	4	38,06	66,10	0,12	0,48	5,71	110,47
19/02/2002	0,35	30,24	4	31,54	54,77	0,10	0,40	4,73	91,54
20/02/2002	0,32	27,648	4	34,49	59,90	0,11	0,44	5,17	100,12
21/02/2002	0,33	28,512	4	33,45	58,09	0,11	0,42	5,02	97,08
22/02/2002	0,32	27,648	4	34,49	59,90	0,11	0,44	5,17	100,12
23/02/2002	0,28	24,192	4	39,42	68,46	0,12	0,50	5,91	114,42
24/02/2002	0,28	24,192	1	39,42	68,46	0,12	0,50	5,91	114,42
25/02/2002	0,26	22,464	1	42,45	73,73	0,13	0,54	6,37	123,22
26/02/2002	0,27	23,328	4	40,88	71,00	0,13	0,52	6,13	118,66
27/02/2002	0,48	41,472	4	23,00	39,94	0,07	0,29	3,45	66,75
28/02/2002	0,84	72,576	4	13,14	22,82	0,04	0,17	1,97	38,14
31/03/2002	0,41	35,424	4	26,92	46,76	0,08	0,34	4,04	78,14
32/03/2002	0,33	28,512	4	33,45	58,09	0,11	0,42	5,02	97,08
33/03/2002	0,32	27,648	4	34,49	59,90	0,11	0,44	5,17	100,12
34/03/2002	0,61	52,704	4	18,10	31,43	0,06	0,23	2,71	52,52
35/03/2002	0,29	25,056	4	38,06	66,10	0,12	0,48	5,71	110,47
36/03/2002	1,15	99,36	4	9,60	16,67	0,03	0,12	1,44	27,86
37/03/2002	0,97	83,808	4	11,38	19,76	0,04	0,14	1,71	33,03
38/03/2002	0,97	83,808	4	11,38	19,76	0,04	0,14	1,71	33,03
39/03/2002	0,59	50,976	3	18,71	32,49	0,06	0,24	2,81	54,30
10/03/2002	0,61	52,704	1	18,10	31,43	0,06	0,23	2,71	52,52
11/03/2002	0,43	37,152	4	25,67	44,58	0,08	0,33	3,85	74,51
12/03/2002	0,44	38,016	4	25,09	43,57	0,08	0,32	3,76	72,81
13/03/2002	0,47	40,608	4	23,49	40,79	0,07	0,30	3,52	68,17
14/03/2002	0,45	38,88	4	24,53	42,60	0,08	0,31	3,68	71,19

Fecha	Caudal		(n)	Tiempo de retención hidráulicos (días)					Total
	lps*	m3/día		1	2	3	4	5	
15/03/2002	0,44	38,016	4	25,09	43,57	0,08	0,32	3,76	72,81
16/03/2002	0,42	36,288	4	26,28	45,64	0,08	0,33	3,94	76,28
17/03/2002	0,33	28,512	1	33,45	58,09	0,11	0,42	5,02	97,08
18/03/2002	0,43	37,152	3	25,67	44,58	0,08	0,33	3,85	74,51
19/03/2002	0,75	64,8	4	14,72	25,56	0,05	0,19	2,21	42,72
20/03/2002	1,23	106,272	4	8,97	15,59	0,03	0,11	1,35	26,05
21/03/2002	0,91	78,624	4	12,13	21,07	0,04	0,15	1,82	35,21
22/03/2002	0,54	46,656	4	20,44	35,50	0,06	0,26	3,06	59,33
23/03/2002	1,06	91,584	4	10,41	18,08	0,03	0,13	1,56	30,22
24/03/2002	0,57	49,248	1	19,37	33,63	0,06	0,25	2,90	56,21
25/03/2002	0,39	33,696	3	28,30	49,15	0,09	0,36	4,24	82,15
26/03/2002	0,33	28,512	4	33,45	58,09	0,11	0,42	5,02	97,08
27/03/2002	0,38	32,832	1	29,05	50,45	0,09	0,37	4,36	84,31
28/03/2002	0,37	31,968	4	29,83	51,81	0,09	0,38	4,47	86,59
29/03/2002	0,38	32,832	3	29,05	50,45	0,09	0,37	4,36	84,31
30/03/2002	0,34	29,376	1	32,47	56,38	0,10	0,41	4,87	94,23
31/03/2002	0,29	25,056	1	38,06	66,10	0,12	0,48	5,71	110,47
31/04/2002	0,28	24,192	4	39,42	68,46	0,12	0,50	5,91	114,42
32/04/2002	0,31	26,784	4	35,61	61,84	0,11	0,45	5,34	103,35
33/04/2002	0,29	25,056	4	38,06	66,10	0,12	0,48	5,71	110,47
34/04/2002	0,26	22,464	4	42,45	73,73	0,13	0,54	6,37	123,22
35/04/2002	0,26	22,464	4	42,45	73,73	0,13	0,54	6,37	123,22
36/04/2002	0,25	21,6	1	44,15	76,68	0,14	0,56	6,62	128,15
37/04/2002	0,24	20,736	1	45,99	79,87	0,14	0,58	6,90	133,49
38/04/2002	0,45	38,88	4	24,53	42,60	0,08	0,31	3,68	71,19
39/04/2002	0,28	24,192	4	39,42	68,46	0,12	0,50	5,91	114,42
10/04/2002	0,3	25,92	4	36,79	63,90	0,12	0,47	5,52	106,79
11/04/2002	0,28	24,192	4	39,42	68,46	0,12	0,50	5,91	114,42
12/04/2002	0,28	24,192	1	39,42	68,46	0,12	0,50	5,91	114,42
13/04/2002	0,27	23,328	1	40,88	71,00	0,13	0,52	6,13	118,66
14/04/2002	0,27	23,328	2	40,88	71,00	0,13	0,52	6,13	118,66
15/04/2002	0,25	21,6	4	44,15	76,68	0,14	0,56	6,62	128,15
16/04/2002	0,26	22,464	4	42,45	73,73	0,13	0,54	6,37	123,22
17/04/2002	0,31	26,784	4	35,61	61,84	0,11	0,45	5,34	103,35
18/04/2002	0,25	21,6	4	44,15	76,68	0,14	0,56	6,62	128,15
19/04/2002	0,27	23,328	4	40,88	71,00	0,13	0,52	6,13	118,66
20/04/2002	0,27	23,328	4	40,88	71,00	0,13	0,52	6,13	118,66
21/04/2002	0,29	25,056	4	38,06	66,10	0,12	0,48	5,71	110,47
22/04/2002	0,26	22,464	4	42,45	73,73	0,13	0,54	6,37	123,22
Promedio		35,04		30,94	54,41	0,14	0,45	4,76	89,78

Tiempos de retención hidráulicos

Unidad	Volumen (m3)
1 Piscina de lixiviados 1	953,70
2 Piscina de lixiviados 2	1.656,25
3 Floculador	3,00
4 Sedimentador	12,10
5 Filtro anaerobio	143,00
Volumen total	2768,05

* DT, EMAS, 2002.

Los valores restantes calculados por el autor
(n) número de muestras

Anexo H. Vista anterior y posterior de los reactores anaerobios a escala laboratorio empleados en esta investigación.

Vista anterior de los reactores de lecho fijo de flujo ascendente, ubicados al exterior en la Sede de CORPONARIÑO, Pasto.



Vista posterior de los reactores de lecho fijo de flujo ascendente, ubicados en la Sede de CORPONARIÑO, Pasto.

