

40A
205

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO



FACULTAD DE QUIMICA

CARACTERIZACION Y TRATABILIDAD BIOLOGICA POR VIA ANAEROBIA DE LIXIVIADOS DE RELLENOS SANITARIOS



T E S I S EXAMENES PROFESIONALES
FAC. DE QUIMICA

QUE PARA OBTENER EL TITULO DE:

QUIMICO FARMACEUTICO BILOGO

P R E S E N T A :

PATRICIA FLORES ORDEÑANA

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**

MEXICO, D. F.

1994



Universidad Nacional
Autónoma de México



UNAM – Dirección General de Bibliotecas Tesis Digitales Restricciones de uso

DERECHOS RESERVADOS © PROHIBIDA SU REPRODUCCIÓN TOTAL O PARCIAL

Todo el material contenido en esta tesis está protegido por la Ley Federal del Derecho de Autor (LFDA) de los Estados Unidos Mexicanos (México).

El uso de imágenes, fragmentos de videos, y demás material que sea objeto de protección de los derechos de autor, será exclusivamente para fines educativos e informativos y deberá citar la fuente donde la obtuvo mencionando el autor o autores. Cualquier uso distinto como el lucro, reproducción, edición o modificación, será perseguido y sancionado por el respectivo titular de los Derechos de Autor.

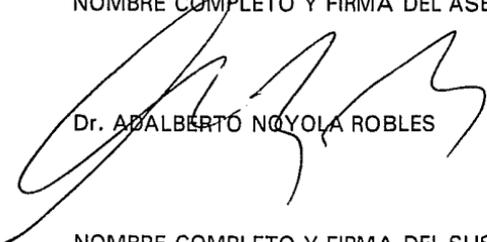
JURADO ASIGNADO

PRESIDENTE	PROF:	EDUARDO BARZANA GARCIA
VOCAL	PROF:	ADALBERTO NOYOLA ROBLES
SECRETARIO	PROF:	AMANDA GALVEZ MARISCAL
1er. SUPLENTE	PROF:	JOSE FEDERICO DEL RIO PORTILLA
2do. SUPLENTE	PROF:	AURORA IRMA ORTEGON AVILA

SITIO DONDE SE DESARROLLO EL TEMA:

INSTITUTO DE INGENIERIA, COORDINACION DE INGENIERIA AMBIENTAL
UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL ASESOR DEL TEMA:



Dr. ADALBERTO NOYOLA ROBLES

NOMBRE COMPLETO Y FIRMA DEL SUSTENTANTE:



PATRICIA FLORES ORDEÑANA

Gracias Señor por guiarme
en el buen camino, a tí en
especial dedico esta Tesis.

A la Universidad Nacional
Autónoma de México, en
especial a la Facultad de
Química por haberme permitido
ocupar sus aulas y así
formarme profesionalmente.

A Papá y Mamá.

**Ustedes han sabido siempre tal
como ahora, cuanto los necesito...**

**Han sabido estar cerca de mí
para hablar de mis cosas y así
ayudarme a poner en su lugar el
rompecabezas de mi vida.**

**Por todo ello, siempre les estaré
agradecida y con todo mi amor les
dedico este, fruto de su esfuerzo.**

**A mis hermanos Manolo, Mare
y Janos, gracias por su apoyo,
comprensión y alegría.**

**A Carito, porque pensando en tí
tuve las fuerzas necesarias para
alcanzar mis objetivos.**

**A Fernando, siempre
dulzura y cariño....**

Al Dr. Adalberto Noyola Robles,
con mucho cariño y respeto, por
haber dirigido esta Tesis.

Y finalmente con cariño a mis
compañeros y amigos, Ady,
Lucy, Tere K., Fer, Toño y
José, que con su trabajo
contribuyeron a la realización
de este Trabajo.

RESUMEN

LISTA DE TABLAS

LISTA DE FIGURAS

1	INTRODUCCION	1
2	USO DE RELLENOS SANITARIOS EN EL TRATAMIENTO DE DESECHOS SOLIDOS	4
2.1	Biodegradación de los desechos sólidos	6
2.1.1	Degradación de Proteínas	7
2.1.2	Degradación de Carbohidratos	8
2.2	Generación de Lixiviados	8
3	TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES	11
3.1	Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales	14
3.1.1	Fundamentos de la Digestión Anaerobia	16
3.1.2	Etapas del Proceso Anaerobio	17
3.1.2.1	Hidrólisis y Fermentación	17
3.1.2.2	Acetogénesis	19
3.1.2.3	Metanogénesis	19
3.1.3	Microorganismos que intervienen en la Digestión Anaerobia	19
3.1.3.1	Bacterias Hidrolíticas y Fermentativas	20
3.1.3.2	Bacterias Acetogénicas y Homoacetogénicas	20
3.1.3.3	Bacterias Metanogénicas	21

3.1.4	Control de las Condiciones Físicoquímicas en el Proceso Anaerobio	22
3.1.4.1	Temperatura	22
3.1.4.2	pH	23
3.1.4.3	Alcalinidad	25
3.1.4.4	Nutrientes	25
4	TRATAMIENTO BIOLÓGICO ANAERÓBIO DE LIXIVIADOS DE RELLENOS SANITARIOS	28
5	MATERIAL Y MÉTODOS	49
5.1	Descripción del arreglo experimental	49
5.2	Parámetros y Técnicas Analíticas	51
5.3	Inoculación y Condiciones de Operación	52
5.4	Caracterización	54
6	RESULTADOS	57
6.1	Santa Cruz Meyehualco	57
6.2	Santa Catarina	63
6.3	Prados de la Montaña	68
7	DISCUSIÓN	72
7.1	Santa Cruz Meyehualco	72
7.2	Santa Catarina	77
7.3	Prados de la Montaña	84
8	CONCLUSIONES	86
9	BIBLIOGRAFÍA	88
	APÉNDICE	
	GLOSARIO	

RESUMEN

En el presente estudio se describen las actividades a nivel laboratorio para tratar anaeróbicamente tres diferentes muestras de lixiviado por régimen en continuo operando reactores del tipo lecho de lodos (UASB). Los lixiviados fueron muestreados del sitio de disposición final ya clausurado de Santa Cruz Meyehualco, del sitio de Santa Catarina y del relleno sanitario de Prados de la Montaña. Se trabajó con dos reactores por cada lixiviado utilizando cargas orgánicas diferentes en cada uno de ellos e inoculados con el mismo material (lodos anaerobios procedentes de un reactor alimentado con aguas residuales de la industria de la levadura y otros experimentos anteriores). Los reactores fueron operados durante 90 días para los lixiviados de Santa Cruz Meyehualco y Santa Catarina, para el lixiviado de Prados de la Montaña tomó un tiempo de 68 días; durante estos días se monitoreó periódicamente la producción y composición de biogás, pH, alcalinidad, sólidos (totales y suspendidos), DQO, nitrógeno amoniacal y orgánico, sulfatos, sulfuros y potencial de oxido reducción.

Los lixiviados presentaron altas concentraciones de materia orgánica (DQO = 13 482, 106 204, 7 842 mg/l en promedio para Santa Cruz Meyehualco, Santa Catarina y Prados de la Montaña respectivamente) así como metales pesados. Pudo observarse que en cada muestreo, la composición y características de los lixiviados variaron considerablemente contribuyendo con ésto a uno de los tantos problemas que se presentaron en su tratabilidad.

Para el lixiviado de Santa Cruz Meyehualco, con cargas orgánicas de 4 y 12 Kg DQO/m³d, los porcentajes de remoción en materia orgánica expresada como DQO fueron de 31% para el reactor UASB1 y 29% para el UASB3 después de diluir el lixiviado al 50%.

Por su parte en el lixiviado proveniente de Santa Catarina con una carga orgánica de 4 y 20 Kg DQO/m³d para los reactores 2 y 4 respectivamente, se obtuvieron eficiencias de remoción desde 3 hasta 23% para el reactor 2 y de 4 a 25% para el reactor 4. Al diluir el lixiviado al 50 y 25% no se presentaron incrementos en las eficiencias de remoción antes mencionadas. En particular este lixiviado presentó una sobrecarga en el sistema que se caracterizó por la acumulación de grandes cantidades de AGVs y una baja relación alcalinidad/AGV, resultando en bajas remociones en DQO y producción de biogás.

El lixiviado generado en el Relleno Sanitario de Prados de la Montaña obtuvo eficiencias de remoción de 4 y 13% para los reactores 5 y 6 respectivamente manejando cargas orgánicas de 13 y 26 Kg DQO/ m³d.

Las eficiencias de remoción en materia orgánica de los tres lixiviados tratados fueron bajas, esto fue debido a la presencia de concentraciones elevadas de contaminantes como son sólidos fijos (12000 - 40000 mg/l), nitrógeno amoniacal (alrededor de 2500 mg/l) y sulfuros (55 a 4000 mg/l) los cuales inhibieron el proceso de digestión anaerobia.

LISTA DE TABLAS

- 3.1 Principales ventajas y desventajas que presenta la digestión anaerobia.
- 3.2 Metales nutrientes requeridos por la biomasa anaerobia, en función de la concentración en DQO del agua.
- 4.1 Lixiviado empleado por Switzenbaum et al (1991).
- 4.2 Lixiviado empleado por Chan (1989).
- 4.3 Resultados obtenidos con un reactor UASB/FA alimentado con lixiviados (Rumpf y Ferguson, 1990).
- 4.4 Remoción de metales en reactor híbrido (UASB/FA) obtenidos por Rumpf y Ferguson (1990).
- 4.5 Características del lixiviado utilizado por Wu et al (1988).
- 4.6 Condiciones de operación utilizadas por Wu et al (1988).
- 4.7 Características del efluente intermedio (F1) y final (F2) del estudio de Wu et al (1988).
- 4.8 Caracterización del lixiviado empleado por Henry et al (1982).

- 4.9 Características del efluente de los filtros anaerobios operados por Henry et al.
- 4.10 Datos de operación del filtro anaerobio a varias cargas (Henry et al., 1982).
- 4.11 Características del lixiviado empleado por Henry et al., (1983).
- 4.12 Rangos de concentración en el lixiviado influente medidos durante el experimento de Mennerich y Albers (1990).
- 4.13 Resultados de los 5 reactores anaerobios operados por Mennerich y Albers (1990).
- 4.14 Composición en mg/l del lixiviado empleado por Kennedy et al., (1988).
- 4.15 Resultados obtenidos por Kennedy et al (1988) en el reactor híbrido (24.1 l) con pretratamiento con cal.
- 4.16 Resultados obtenidos por Kennedy et al (1988) en un reactor híbrido (0.5 l) alimentado con lixiviado crudo.
- 4.17 Características del lixiviado empleado por Chian y DeWalle (1976).
- 5.1 Características de los reactores operados.
- 5.2 Técnicas analíticas.
- 5.3 Especiación de metales en el lodo inicial.

- 5.4 Condiciones de operación.
- 5.5 Modificaciones en el plan de trabajo de los reactores que operaron en continuo.
- 5.6 Caracterización promedio de los lixiviados estudiados.

Apéndice 1 Condiciones de operación, modificaciones realizadas durante el estudio y días en que no se dispuso de lixiviado para alimentar los reactores de Santa Cruz Meyehualco, Santa Catarina y Prados de la Montaña.

Apéndice 2 Tablas de Resumen de Resultados del Lixiviado proveniente de Santa Cruz Meyehualco

Apéndice 3 Tablas de Resumen de Resultados del Lixiviado proveniente de Santa Catarina

Apéndice 4 Tablas de Resumen de Resultados del Lixiviado proveniente de Prados de la Montaña

LISTA DE FIGURAS

- 2.1 Esquema general de las reacciones que ocurren dentro del relleno sanitario
- 3.1 Esquema de flujo de energía en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales
- 3.2 Diagrama de flujo de energía en la digestión anaerobia de la materia orgánica a metano
- 4.1 Esquema del experimento con los 4 reactores utilizados (Henry et al., 1983)
- 5.1 Esquema de los reactores empleados

Apéndice 2 Figuras de los Resultados del lixiviado proveniente de Santa Cruz Meyehualco

Apéndice 3 Figuras de los Resultados del lixiviado proveniente de Santa Catarina

Apéndice 4 Figuras de los Resultados del lixiviado proveniente de Prados de la Montaña

CAPITULO 1

INTRODUCCION

El agua es probablemente el recurso natural más importante del mundo, ya que sin ella no podría existir la vida. Es indispensable que su abastecimiento sea seguro para que una comunidad se desarrolle y se establezca permanentemente. Sin embargo, los desechos líquidos y sólidos generados como consecuencia del crecimiento urbano tienen un potencial considerable para contaminar este recurso.

Ejemplo de ello lo constituye el Area Metropolitana de la Ciudad de México, ya que debido a su gran desarrollo urbano-industrial, ha sufrido un constante desequilibrio ambiental. Uno de los principales problemas que se suscitan es la disposición final de los residuos sólidos (basura). Para resolverlo se ha recurrido al uso de rellenos sanitarios, evitando así los efectos perjudiciales de los tiraderos a cielo abierto.

Sin embargo, la actividad microbiológica propia de un proceso de descomposición anaeróbico característico del relleno sanitario, produce una mezcla gaseosa cuyos principales componentes son bióxido de carbono y metano así como la formación de líquidos altamente contaminantes denominados **lixiviados**, generados como resultado de la percolación de agua u otro líquido a través de los desechos sólidos y de la propia degradación de los residuos. Este lixiviado a menudo contiene altas concentraciones de materia orgánica e iones inorgánicos, incluyendo metales pesados, lo cual origina que sea un agua residual compleja y de difícil tratamiento.

Durante la última década, la contaminación ambiental originada por los lixiviados ha causado gran preocupación entre las autoridades responsables y la opinión pública, lo que ha llevado a buscar formas de reducir este impacto ambiental mediante una colección y

tratamiento del lixiviado antes de ser liberado en cuerpos de agua.

Se ha observado que la remoción biológica anaerobia de materia orgánica en aguas residuales fuertemente concentradas, tal como este tipo de efluente, es una opción atractiva dado su baja producción de lodos, generación de metano, así como el no requerir aireación, lo que comparado con los sistemas biológicos aerobios reduce los costos de tratamiento. Además, una de las características del tratamiento anaerobio es la de tener la capacidad de resistir variaciones de cargas y paros en la alimentación, cosa que ocurre frecuentemente con el manejo de los lixiviados.

De los diferentes tipos de reactores anaerobios de alta carga, en el presente trabajo se eligió para tratar este efluente, al reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos (UASB, por sus siglas en inglés: Upflow Anaerobic Sludge Blanket) por la simplicidad relativa de su operación y economía en su construcción. Una de sus características, es la de retener dentro del reactor los microorganismos responsables de llevar a cabo la digestión anaerobia, lo que desliga el tiempo de retención hidráulica (TRH) del tiempo de retención celular (TRC), por lo que es posible operar el sistema con TRH reducidos y con volúmenes de reactor limitados, conservando buenas eficiencias en la remoción de materia orgánica.

Este reactor es de flujo ascendente, lo cual permite una selección de microorganismos y favorece la formación de un lodo con buenas características de sedimentación, que da como resultado una cama de lodos en la parte inferior del reactor. En la parte superior, el reactor cuenta con un sistema de separación gas-líquido-sólido, el cual evita la salida de sólidos suspendidos en el efluente, favorece la recuperación del gas y permite la decantación de flóculos que eventualmente llegan a la parte superior del reactor.

Un punto importante en el diseño de estos reactores es la distribución de las entradas del agua residual, ya que una mala repartición puede provocar que ciertas zonas de la cama de lodos no sean alimentadas, desperdiciando así su actividad. El flujo ascendente y la producción de biogás favorece una ligera agitación de la cama, que incrementa su eficiencia de remoción de contaminantes.

Con objeto de determinar la factibilidad técnica de aplicar el proceso anaerobio al tratamiento de los lixiviados provenientes de los sitios Santa Cruz Meyehualco, Santa Catarina y Prados de la Montaña, se realizaron pruebas de tratabilidad en continuo. Con ello se buscó definir la carga orgánica de diseño de reactores anaerobios, así como identificar los problemas o limitaciones al tratamiento, causado por las características particulares de cada lixiviado.

CAPITULO 2
USO DE RELLENOS SANITARIOS EN EL TRATAMIENTO
DE DESECHOS SOLIDOS

La generación de grandes cantidades de desechos sólidos es producto del desarrollo de la humanidad, los avances tecnológicos y la aparición de las grandes urbes.

Antiguamente, la producción de residuos sólidos (basura) era mínima y el tipo de materiales desechados era fácilmente degradado; sin embargo, hoy en día estos residuos constituyen una gran fuente de contaminación ambiental. Como primera solución se recurrió al uso de tiraderos a cielo abierto; sin embargo, no representaron una alternativa adecuada a las necesidades de saneamiento requeridas. Es por esto que se ha visto la necesidad de buscar métodos alternativos para la disposición final de desechos sólidos.

En la actualidad, una de las opciones más factibles para los países de América Latina, dado las condiciones económicas que enfrentan, es el uso de rellenos sanitarios. En la ciudad de México, en la década de los sesenta se incrementó la generación de desechos sólidos, como resultado de su rápido crecimiento urbano-industrial. Fue así que surgieron los primeros tiraderos a cielo abierto, en donde el más importante fue el de Santa Cruz Meyehualco, que funcionó por más de 30 años. Este tiradero contaba con una superficie de 148 hectáreas, en los cuales se depositaron cerca de 44 millones de toneladas de desechos. En el tiradero de Santa Cruz Meyehualco, los desechos una vez nivelados y compactados se cubrieron con una capa de material limo-arcilloso para disminuir las probabilidades de infiltración del agua pluvial y se adaptó la zona como centro deportivo y de convivencia familiar. En este sitio no se tomó ninguna medida para impermeabilizar el terreno natural.

Al ser clausurado el tiradero de Santa Cruz Meyehualco, se propició la aparición de nuevos tiraderos como el de Santa Catarina, lo cual mantuvo el índice de contaminación en un nivel similar al que existía antes de la clausura. Cabe señalar que en el tiradero de Santa Catarina se recibe un promedio de 2,200 toneladas/día de desechos provenientes de las delegaciones Benito Juárez, Iztapalapa, Cuauhtémoc, Coyoacán, Xochimilco, Tláhuac y Milpa Alta.

El departamento del Distrito Federal, tomando en cuenta los problemas generados por los tiraderos a cielo abierto, decidió establecer el sistema de relleno sanitario. Es así que surge el de Prados de la Montaña, el cual recibe 1700 toneladas/día de desechos sólidos provenientes de las delegaciones de Cuajimalpa, Magdalena Contreras, Alvaro Obregón, Miguel Hidalgo, parte de Benito Juárez y Cuauhtémoc.

El sistema de rellenos sanitarios, es un método de ingeniería para la disposición final de los desechos sólidos, que consiste de cuatro operaciones básicas (Riosvelasco y Bárcenas, 1989):

- 1.- Los desechos sólidos se depositan de manera controlada en una porción preparada de suelo del sitio seleccionado.
- 2.- Se esparcen y compactan en capas delgadas.
- 3.- Se cubren diariamente con una capa de tierra u otro material apropiado.
- 4.- El material de cubierta se compacta diariamente.

El resultado final puede ser un parque, un campo de tenis o de golf, un jardín botánico etc.

2.1 Biodegradación de los desechos sólidos

En los rellenos sanitarios ocurren una serie de reacciones, en donde las más importantes son las siguientes (Tchobanoglous et al., 1977):

- a) Degradación biológica de materia orgánica putrescible, ya sea aeróbica o anaeróbicamente, con la producción de gases y líquidos.
- b) Oxidación química de materiales.
- c) Escape de gases del relleno y su difusión en el mismo.
- d) Disolución y lixiviación de materia orgánica e inorgánica por el agua y lixiviado que se mueve a través del relleno.
- e) Movimiento de material disuelto por gradiente de concentración y ósmosis.

La descomposición del material y el tiempo requerido para la estabilización en un relleno sanitario depende de varios factores, tales como la composición de desechos, el grado de compactación, la cantidad de humedad presente, la presencia de materiales inhibitorios, el modo de movimiento del agua y la temperatura (Chian y DeWalle, 1976).

Los componentes orgánicos biodegradables de los desechos sólidos sufren una descomposición bacteriana tan pronto son colocados en el relleno sanitario. Inicialmente la descomposición bacteriana ocurre bajo condiciones aeróbicas, ya que una cierta cantidad de aire es atrapada dentro del relleno. Sin embargo, el oxígeno es desalojado y consumido rápidamente, por lo que la descomposición ocurre bajo condiciones anaeróbicas.

La fuente principal de organismos aerobios y anaerobios es la tierra que es usada como cubierta periódica y final. El grado de descomposición de la materia orgánica depende de sus características y del contenido de humedad. En general, la materia orgánica presente en los desechos sólidos puede dividirse en tres clasificaciones principales (Robinson y Howell, 1985). (1) Aquella que contiene celulosa o derivados de celulosa; (2) aquella que no contiene celulosa o sus derivados ; y (3) plásticos, caucho y cuero.

La celulosa es el principal constituyente de los desechos orgánicos, tales como papel, trapos, paja, cuerdas etc. Con la excepción de plásticos, el principal material no celulósico es la proteína, carbohidratos y grasas. Las sales minerales en cantidades muy limitadas y la humedad están casi siempre asociadas con estos materiales.

En la Figura 2.1 se muestran los principales productos finales de la descomposición anaeróbica; los cuales son, materia orgánica parcialmente estabilizada, ácidos orgánicos volátiles y varios gases (incluyendo CO_2 , CH_4 , N_2 , H_2 y H_2S).

2.1.1 Degradación de Proteínas

Dentro del relleno sanitario, en el metabolismo de la proteína, ocurre una hidrólisis de péptidos y aminoácidos. La desaminación da lugar a la formación de ácidos carboxílicos de cadena corta, CO_2 y NH_3 .

Robinson y Maris (1979) en una revisión de la composición de lixiviados provenientes de rellenos sanitarios jóvenes, muestran que los ácidos isobutírico e isovalérico se encuentran en concentraciones de 0-150 mg/l, así mismo, detectan una generación activa de metano. En los mismos lixiviados, muestran que las

concentraciones de NH_4^+ varían entre 0-1000 mg/l.

Cabe señalar que concentraciones entre 1500-3000 mg/l de NH_4^+ son tóxicas para la digestión anaerobia (Mc Carty, 1964; citado por Robinson y Howell, 1985).

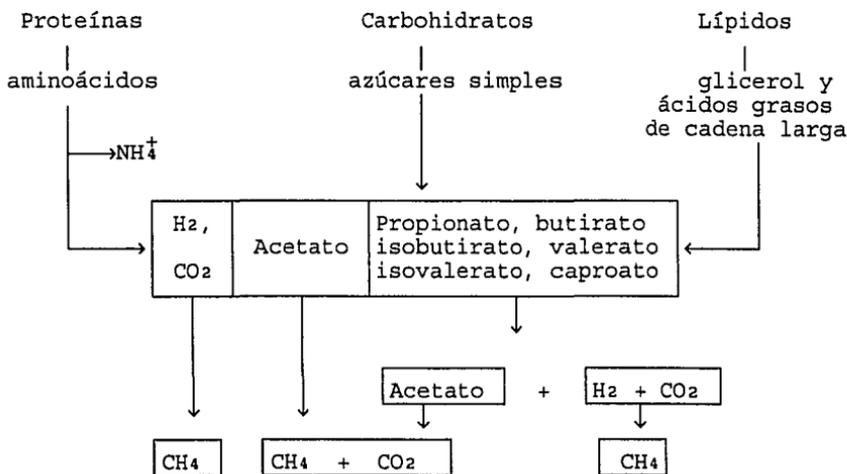


Figura 2.1 Esquema general de las reacciones que ocurren dentro del relleno sanitario (Robinson y Howell, 1985).

2.1.2 Degradación de Carbohidratos

La celulosa es el principal carbohidrato encontrado en los desechos domésticos. La celulosa da lugar a la glucosa y celobiosa como principales productos en el relleno sanitario. Estos azúcares son rápidamente fermentados produciendo H_2 , CO_2 , ácido acético, propiónico, butírico, valérico y caproico. El etanol sólo se encuentra bajo ciertas circunstancias, los ácidos láctico, fórmico y succínico no se han reportado.

2.2 Generación de Lixiviados

El lixiviado se puede definir como el líquido que es infiltrado a

través de los desechos sólidos y que ha extraído el material disuelto y suspendido de éste (Tchobanoglous et al., 1977). En la mayoría de los rellenos sanitarios, la porción líquida del lixiviado está compuesta del líquido producido por la descomposición de los desechos y del líquido que se introduce al relleno sanitario de fuentes externas tales como la lluvia o el agua subterránea.

La composición de un lixiviado puede presentar grandes variaciones de un sitio a otro y está influenciada por la edad del relleno, y el grado y tipo de actividad biológica dentro de este (Robinson y Maris, 1979).

Los principales factores que afectan la naturaleza y concentración, del lixiviado, son (Johansen y Carlson, 1976):

- El tipo de desecho presente y su contenido de humedad,
- el modo de operación del relleno sanitario,
- condiciones climáticas,
- condiciones hidrogeológicas (existencia y nivel del acuífero, permeabilidad del suelo, pendiente del terreno),
- .condiciones del relleno sanitario (actividades químicas y biológicas, humedad, temperatura, pH y edad del relleno),
- presencia de lodo, y
- altura del desecho.

Por otro lado, se ha observado que la migración del agua a través del relleno sanitario, favorece la descomposición de la fracción orgánica putrescible obteniendo altas concentraciones de ácidos grasos y por consiguiente un pH bajo.

Las altas concentraciones de ácidos grasos volátiles (AGV), se presentan en las primeras etapas del relleno sanitario, debido a

que existe una población metanogénica poco desarrollada. Por tanto, el tiempo de residencia de los AGV en el relleno es tan corto como eficiente sea la metanogénesis (Switzenbaum et al., 1990).

Un estudio realizado por Mennerich y Albers (1986), muestra que más del 80% de la DQO presente en lixiviados de rellenos sanitarios jóvenes (edad 2 a 7 años), consiste de ácidos grasos volátiles, lo que indica que los procesos de hidrólisis y acidificación tienen lugar dentro del relleno sanitario, observándose que los valores de DQO pueden llegar a más de 70000 mg/l durante este período. En cambio, en los rellenos sanitarios viejos (más de 7 años), el contenido de DQO baja a menos de 3000 mg/l y la DBO es menor de 300 mg/l. Esto se debe a que las sustancias orgánicas, originadas en el desecho son convertidas anaeróbicamente a metano y dióxido de carbono dentro del relleno sanitario, permaneciendo sólo el material orgánico poco o no biodegradable.

Así mismo, se ha observado que la concentración de sustancias orgánicas (TOC, DQO Y DBO) y la relación DBO/DQO es generalmente alta durante el estado activo de descomposición del desecho y disminuye gradualmente conforme se estabiliza el relleno (Chian, 1976). Los sólidos totales disminuyen con el incremento en la edad del relleno sanitario, en cambio los materiales "refractarios" (compuestos orgánicos inertes a la degradación biológica) se incrementan con el tiempo (Johansen y Carlson, 1976).

CAPITULO 3

TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE AGUAS RESIDUALES

Para llevar a cabo el tratamiento de aguas residuales existen dos tipos de procesos: los fisicoquímicos y los biológicos. Los procesos fisicoquímicos son aplicados principalmente en aguas con contaminantes inorgánicos o materia orgánica no biodegradable, y los biológicos se utilizan cuando los principales componentes contaminantes del agua son biodegradables.

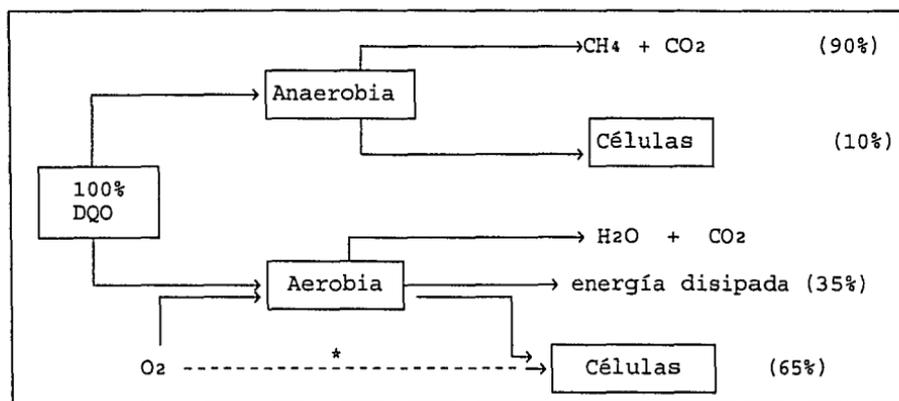
Los procesos biológicos se han aplicado al tratamiento de desechos orgánicos desde el siglo pasado; es entonces cuando se comenzaron a utilizar sistemas rústicos como la fosa séptica. Posteriormente se desarrollaron otros procesos tales como el sistema conocido como lodos activados. Sin embargo, fue hasta mediados del presente siglo que se empezaron a plantear las bases teóricas sobre el crecimiento bacteriano y la fermentación que se lleva a cabo en dichos procesos.

Actualmente, con el desarrollo de la biotecnología y dada la necesidad de controlar los efluentes contaminantes, existe información considerable acerca de los fundamentos y la aplicación de los procesos biotecnológicos para el tratamiento de residuos orgánicos.

En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en tanques o reactores, obteniendo así la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales.

La principal división de los procesos biológicos para el tratamiento de aguas residuales se hace con base en la vía metabólica de los microorganismos presentes y en el tipo de aceptor final de electrones. Así, se tienen procesos aerobios que requieren de oxígeno y procesos anaerobios que operan en ausencia

de oxígeno. Esto origina que se tengan sistemas muy diferentes entre sí, tanto en su microbiología, aplicaciones e ingeniería como en su control. Las principales diferencias entre los procesos anaerobios y aerobios, desde el punto de vista energético, se esquematizan en la figura 3.1.



* en caso de contar con digestión aerobia de lodos de purga

Figura 3.1 Esquema de flujo de energía en los procesos biológicos de tratamiento de aguas residuales (Noyola, 1990).

Una bacteria anaerobia utiliza el 10% de la energía contenida en su alimento o sustrato para su reproducción; el 90% restante lo dirige a gas metano. Por otro lado, la bacteria aerobia emplea un 60 a 65% de la energía del sustrato en la síntesis de nuevas células, y la fracción restante es utilizada para otras funciones metabólicas y disipada en forma de calor. Es así que en la vía anaerobia se producen pocos lodos (células), mientras que la aerobia genera una cantidad aproximadamente cinco veces mayor, con los consecuentes problemas de tratamiento y disposición de lodos de purga. Por otro lado, el proceso aerobio requiere suministro de oxígeno lo que se traduce en costos energéticos importantes, mientras que el proceso anaerobio puede llegar a ser un productor neto de energía.

Cuando se aplican ambos procesos biológicos al tratamiento de aguas residuales concentradas en materia orgánica, se manifiestan en forma más marcada las características antes mencionadas. Las cargas orgánicas que se manejan en los reactores anaerobios fluctúan entre 10 y 20 kg DQO/m³d, mientras que en los aerobios son alrededor de 10 veces menores. Esto se traduce en volúmenes más pequeños del reactor anaerobio. Bajo estas condiciones, en un reactor aerobio se requieren grandes cantidades de oxígeno, mientras que el volumen de metano producido en un reactor anaerobio es considerable (0.2 a 0.3 m³ CH₄/ kg DQO removida). De la información anterior, se desprende que el proceso anaerobio puede generar ingresos netos mediante la recuperación del biogás producido cuando el agua residual tiene una alta concentración de materia orgánica.

3.1 Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales

A fines de la década de los setenta y principios de los ochenta, el estudio de la digestión anaerobia tomó un gran auge. Young y Mc Carty (1969), inician el desarrollo de nuevos sistemas de reactores para el tratamiento anaerobio de aguas residuales.

Estos autores establecen el sistema de filtro anaeróbico en el que podían aplicar cargas superiores a $3.4 \text{ kg DQO/ m}^3 \text{ d}$ con eficiencias de remoción del 87%, utilizando ácidos grasos volátiles como sustrato. Se pretendía desarrollar sistemas de reactores que permitieran controlar la biomasa activa dentro de ellos pues la capacidad de tratamiento de reactores anaerobios está dada por este factor y por el eficiente contacto que puede establecerse entre el lodo y el agua residual.

De esta forma, surgieron sistemas de tratamiento como los reactores de película fija sumergida, reactores de lecho expandido y fluidizado, basados en la propiedad de los microorganismos de adherirse a una amplia variedad de materiales acarreadores y soportes.

Actualmente, el sistema anaerobio más aplicado y reconocido es el UASB o proceso anaerobio de lecho de lodos y flujo ascendente (Lettinga et al., 1982). El progreso logrado en este tipo de reactores se traduce en tiempos de retención hidráulica sustancialmente bajos (0.5 a 3 días), lo que implica una reducción en el volúmen del reactor y una mayor estabilidad así como facilidad en su operación. Esto se logra al retener la biomasa anaerobia dentro del reactor mediante la formación de flóculos microbianos que se aglomeran en forma de granos o "pellets". Estos granos cuentan con una actividad metanogénica muy elevada, forma esférica y alta capacidad de sedimentación, lo que favorece su retención en el reactor, logrando así bajos tiempos de retención hidráulica (TRH) con altos tiempos de retención de los microorganismos (Tiempo de retención celular "TRC").

También ofrecen un cierto grado de resistencia a productos tóxicos, una adaptación rápida a cambios en la alimentación y un arranque rápido después de períodos prolongados sin alimentación. Este tipo de reactor es de flujo ascendente y cuenta en la parte superior con un sistema de separación gas-líquido-sólido, lo cual evita la salida de sólidos suspendidos en el efluente al favorecer la evacuación del gas y la decantación de los flóculos. Sin embargo, una de las desventajas del proceso es la lentitud a la que se forman los granos, por lo cual en ocasiones se requiere de un inóculo de determinadas características para sembrar los reactores.

Las ventajas y desventajas que se presentan en la aplicación de este proceso microbiano de digestión anaerobia en el tratamiento de desechos orgánicos se resume en la Tabla 3.1 (Lettinga et al., 1982).

Tabla 3.1 Principales ventajas y desventajas que presenta la digestión anaerobia (Basado en Lettinga et al., 1982).

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> -Bajo requerimiento energético -Tasa baja de producción de lodos. -Producción de energía en forma de metano. -Operación y mantenimiento sin mayores complicaciones. - Resistencia a períodos sin alimentación. - Pueden ser aplicadas altas cargas orgánicas. 	<ul style="list-style-type: none"> - Las aguas tratadas por esta vía pueden requerir un post-tratamiento. - Fácil inhibición de bacterias metanogénicas por valores bajos de pH y metales tóxicos. - Lento arranque del proceso si no se dispone del inóculo - Falta de inóculos apropiados en el país -Escasa información en el medio mexicano en fundamentos y aplicación.

Así pues, el uso de los procesos de digestión anaerobia representan una respuesta interesante y atractiva para el tratamiento de aguas residuales, como una forma de contribuir significativamente a la reducción de la contaminación del agua y al mejoramiento de la calidad de vida en el país.

3.1.1 Fundamentos de la Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia se puede definir como un proceso bioquímico realizado en ausencia de oxígeno en el cual la materia orgánica existente en el medio, se descompone por acción microbiana hasta metano y dióxido de carbono. En el proceso se liberan electrones cuyo aceptor final es un compuesto diferente del oxígeno; como nitratos (proceso anóxico), sulfatos o dióxido de carbono:



El proceso se fundamenta en una serie de reacciones bioquímicas que se realizan en cadena, en las cuales ocurren conversiones de óxido-reducción posibles solamente en un medio reductor, como el que se presenta en un digestor anaerobio y en presencia de enzimas, secretadas por los microorganismos, los cuales catalizan las reacciones.

La energía liberada en la reacción es utilizada en su mayor parte para la producción de metano y en menor cantidad por los microorganismos para satisfacer sus requerimientos vitales de metabolismo, crecimiento y reproducción. El biogás es un subproducto de la digestión anaeróbica y está constituido principalmente por metano (CH₄) y dióxido de carbono (CO₂). También están presentes en la mezcla gaseosa pero en menor cantidad, gases como el nitrógeno (N₂), amoníaco (NH₃), hidrógeno (H₂) y ácido sulfhídrico (H₂S).

3.1.2 Etapas del Proceso Anaerobio.

La materia orgánica polimérica no puede ser utilizada por los microorganismos si no es convertida a compuestos solubles (usualmente mono o dímeros) pues únicamente así pueden atravesar la membrana celular. Por tanto, la etapa inicial que ocurre en la degradación anaerobia es la solubilización de estos compuestos.

Actualmente se sabe que el fenómeno de digestión anaerobia se desarrolla en tres etapas:

1. hidrólisis y fermentación
2. acetogénesis
3. metanogénesis.

3.1.2.1 Hidrólisis y Fermentación

Es aquí en donde se inicia el fenómeno de digestión anaeróbica. Los polímeros naturales complejos, tales como polisacáridos, proteínas y lípidos (grasas y aceites), son hidrolizados por enzimas extracelulares a productos solubles de tamaño lo suficientemente pequeño como para poder transportarse a través de la membrana celular. Estos compuestos son fermentados u oxidados anaeróbicamente a ácidos carboxílicos, alcoholes, dióxido de carbono, hidrógeno y amoníaco. Los principales ácidos carboxílicos producidos son ácidos grasos volátiles: acético, propiónico, iso-butírico e iso-valérico (Fig 3.2).

El control de esta etapa es muy importante, pues una sobrecarga en el reactor puede provocar una acidificación en el medio y bajar el pH hasta niveles inhibitorios para las bacterias metanogénicas debido a una sobreproducción de ácidos por la hidrólisis de la materia orgánica.

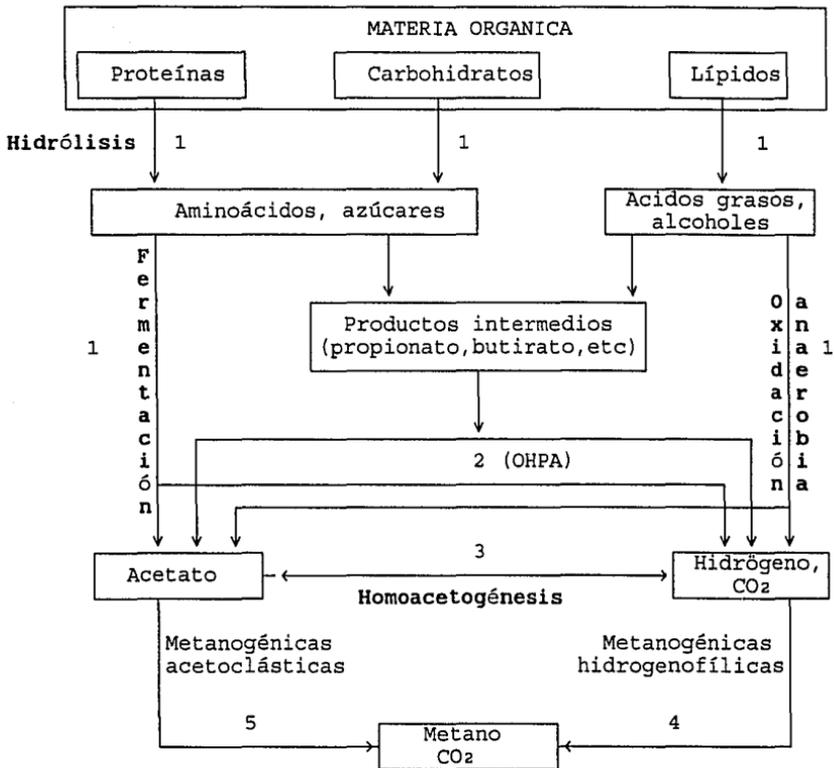


Figura 3.2 Diagrama de flujo de energía en la digestión anaerobia de la materia orgánica a metano (Gujer y Zehnder, 1983; Zinder, 1984; citado por Pavlostathis y Giraldo-Gómez 1990).

En donde:

- 1 Bacterias fermentativas
- 2 Bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno (OHPA, Obligate hydrogen producing acetogen)
- 3 Bacterias acetogénicas consumidoras de hidrógeno
- 4 Bacterias metanogénicas reductoras de dióxido de carbono
- 5 Bacterias metanogénicas acetoclásticas

3.1.2.2 Acetogénesis

Durante esta etapa, los compuestos de fermentación anteriormente producidos son convertidos en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono; sin embargo, las bacterias responsables de esta transformación son inhibidas por el hidrógeno que producen, por lo que es necesario que éste no se acumule en el medio. Es por esto que existen otro tipo de bacterias que se relacionan estrechamente con las acetogénicas y que son responsables de la remoción del hidrógeno. Este tipo de asociación simbiótica se le conoce como sintrofia, de la cual se hablará más adelante.

3.1.2.3 Metanogénesis

La metanogénesis consiste en la transformación de la materia orgánica en metano. Para que ocurra de manera adecuada, se requiere de anaerobiosis estricta, condiciones reductoras rigurosas (menores de -300 mV) y ausencia de aceptores minerales de electrones finales que favorezcan otras vías en competencia con la metanogénesis. Será indispensable cuidar las condiciones requeridas por las bacterias como son temperatura, pH, presencia de oligoelementos y ausencia de inhibidores. Cabe mencionar que por lo general la metanogénesis ocurre óptimamente entre un pH de 6.8-7.2 y que a pH ácido, los ácidos grasos volátiles pueden provocar una inhibición del fenómeno. Por otro lado, la metanogénesis puede ocurrir a rangos de temperatura mesofílicos (20-40°C) o termofílicos (50-65°C).

3.1.3 Microorganismos que intervienen en la Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia es un proceso biológicamente complejo que requiere de la acción combinada de muchos microorganismos para la completa conversión de los materiales orgánicos. En la Figura 3.2, se muestran las reacciones en que intervienen las bacterias y a continuación se indican los nombres: 1, bacterias fermentativas; 2, bacterias acetogénicas productoras de hidrógeno (OHPA; por sus

siglas en inglés: Obligate Hydrogen Producing Acetogen); 3, bacterias acetogénicas consumidoras de hidrógeno (homoacetogénicas); 4, bacterias metanogénicas reductoras de dióxido de carbono; 5, bacterias metanogénicas acetoclásticas.

3.1.3.1 Bacterias Hidrolíticas y Fermentativas

Este tipo de bacterias pertenecen a diferentes grupos y pueden ser anaerobias facultativas o estrictas. Algunas fermentan los hidratos de carbono anaeróbicamente para producir CO₂ y gas H₂ y una mezcla de ácidos acético, propiónico, butírico, valérico etc., en función de la concentración de H₂ en el medio.

Cuando la concentración de H₂ en el gas producido en la digestión es muy baja (5-50 ppm) existe una preferencia en la formación de acético (Mosey, 1983 citado por Moreno, 1990). Por otra parte, cuando aumenta la concentración de H₂ disminuye la proporción de acético formada y aumentan las proporciones de ácidos.

3.1.3.2 Bacterias Acetogénicas y Homoacetogénicas

Las bacterias acetogénicas son bacterias que convierten los ácidos propiónico y butírico en ácido acético. Son denominadas "bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno" o OHPA (por sus siglas en inglés: Obligate Hydrogen Producing Acetogen).

Por su parte las bacterias homoacetogénicas son capaces de transformar una mezcla de hidrógeno, dióxido de carbono y algunos sacáridos, tal como la glucosa y fructosa en acetato.

La particularidad de las bacterias OHPA es que son inhibidas por el hidrógeno que producen, y es necesario que este no se acumule en el medio. Por eso las OHPA tienen una estrecha relación con las bacterias que remueven el hidrógeno, bacterias llamadas hidrogenoflicas. Por lo general, en un digestor anaerobio las bacterias hidrogenoflicas son bacterias metanogénicas, pero si el

medio contiene sulfatos, las bacterias sulfatorreductoras (BSR) sustituyen a las metanogénicas. Sin embargo, cuando el medio no contiene sulfatos, ciertos grupos de bacterias BSR son capaces de establecer una relación sintrófica con las metanogénicas hidrogenofílicas, de la misma manera que las bacterias OHPA (Guyot, 1990). Esta relación de sintrofia que se establece entre bacterias productoras de hidrógeno y bacterias hidrogenofílicas, y que procura una ventaja para los donadores de hidrógeno recibe el nombre de transferencia interespecie de hidrógeno. Este fenómeno es sumamente importante en los procesos de regulación de la digestión anaerobia.

3.1.3.3 Bacterias Metanogénicas

Estas bacterias son esenciales para la digestión anaerobia porque ellas son los únicos organismos que pueden catabolizar anaeróticamente acetato e hidrógeno para dar productos gaseosos, en ausencia de la energía lumínica o aceptores de electrones exógenos distintos del CO₂. Así mismo, se encuentran en la naturaleza en ausencia total de oxígeno y crecen muy lentamente en comparación con la mayor parte de los microorganismos. El tiempo necesario para que se duplique una bacteria metanogénica es función de la temperatura y de la especie particular de bacterias metanogénicas de que se trate. A 35°C, algunas especies pueden reproducirse en unos cuatro días. En otras este tiempo puede alcanzar los diez días (Cuervo, 1988).

3.1.4 Control de las Condiciones Fisicoquímicas en el Proceso Anaerobio

Los principales factores ambientales que inciden en un proceso anaeróbico para el tratamiento de un agua residual, están relacionados con aquellos parámetros cuyo control permite un buen crecimiento de la biomasa y por consiguiente una mayor eficiencia en la remoción de materia orgánica y en la producción de biogás.

Uno de los aspectos importantes en el conocimiento de estos factores, es el poder evitar cualquier falla en el proceso y tomar a tiempo medidas correctivas necesarias cuando así se requiera. Es así que a continuación se presentan los principales factores:

3.1.4.1 Temperatura

La temperatura afecta a las constantes de equilibrio químico, produciendo desplazamientos en los valores típicos de varios parámetros (alcalinidad, pH), precipitaciones o redisoluciones de compuestos inorgánicos, cambios en la composición del gas por efecto de la diferente solubilidad, etc (Iza, 1988).

Este parámetro también afecta a la actividad biológica. En general, un aumento limitado de temperatura a corta duración hace que la actividad microbiana aumente; sin embargo, si esta temperatura es lo suficientemente alta y se mantiene, podría acarrear la degradación del complejo enzimático celular y provocar la muerte microbiana reduciendo el número de microorganismos, pudiendo llegar a desaparecer especies microbianas completas.

La temperatura define a las especies predominantes en los ambientes anaerobios. Las especies termofílicas (50-65°C), mesofílicas (20-40°C) y psicofílicas (6-20°C) tienen intervalos de temperatura óptima de crecimiento y actividad bien definida.

Estudios realizados acerca del efecto de diferentes temperaturas sobre la tasa de crecimiento y la actividad de las bacterias formadoras de metano (Van Den Berg, 1977; citado por Rojas, 1988) indican que la temperatura óptima de crecimiento de las bacterias metanogénicas mesofílicas es de 35°C.

3.1.4.2 pH

La digestión anaerobia puede llevarse a cabo dentro de un intervalo de pH pequeño comprendido entre 6.2 y 7.8, siendo el óptimo entre 7.0 y 7.2 . Fuera de este rango, la digestión puede continuar aunque en forma ineficiente hasta un pH de 6.2 en donde las bacterias metanogénicas son afectadas severamente.

Es importante mencionar que las bacterias metanogénicas así como otros microorganismos anaeróbicos pueden ser inhibidos en su actividad microbiológica por la presencia de sustancias tóxicas. La toxicidad de un gran número de compuestos se relaciona con el pH; por ejemplo, el amoníaco, el ácido sulfhídrico y los ácidos grasos volátiles se disocian en alguna proporción en el agua dependiendo del pH y la constante de disociación del compuesto. La forma tóxica es la no ionizada, ya que estas moléculas pueden atravesar fácilmente la pared celular de las bacterias metanogénicas y una vez dentro pueden de nuevo disociarse produciendo un cambio en el pH interno de la célula.

Amoniaco.- El amoniaco es un compuesto muy común en aguas residuales, proviene de la degradación de proteínas y aminoácidos. A pH neutro, una concentración de 200-300 mg/l de nitrógeno amoniacal (NH_3) se considera inhibitoria para la metanogénesis. Por otra parte, Switzenbaum (1991), cita que concentraciones de 1500-3000 mg/l a pH alcalinos resultan ser inhibitoria para los microorganismos metanogénicos, mientras que concentraciones por arriba de este valor resultan ser fuertemente inhibitorias independientemente del pH.

Acido sulfhídrico.- Otro compuesto muy común en sistemas de tratamiento anaeróbico es el sulfuro de hidrógeno, H₂S. Este compuesto se forma por la degradación de proteínas y también por la reducción de sulfatos y sulfitos que participan en reacciones biológicas de oxido-reducción.

El H₂S es un compuesto muy tóxico para los microorganismos metanogénicos. Concentraciones hasta de 100 mg H₂S/l inhiben fuertemente la producción de metano. Concentraciones de H₂S por arriba de 200 mg/l se considera fuertemente inhibitoria para la digestión anaerobia (Switzenbaum, 1991). Por otro lado, concentraciones de 26-32 mg/l de S²⁻ a pH de 7 a 7.2 inhibe a las bacterias acetoclásticas, mientras que las bacterias hidrogenofílicas soportan concentraciones de 64-96 mg S²⁻/l (Noyola, 1991).

Acidos Volátiles.- Una de las características del agua susceptible de ser tratada anaeróticamente es su acidez. Esta acidez se produce con relativa facilidad por la acción de bacterias hidrolíticas y acidogénicas, formándose ácidos orgánicos de cadena corta, los llamados Acidos Grasos Volátiles ó AGV.

La concentración de ácidos volátiles, producto de la fermentación, tiene una gran importancia en el proceso de la digestión anaerobia. Estos compuestos pueden llegar a acidificar el reactor provocando el fallo del proceso. En condiciones normales de operación, la concentración de AGV en el efluente debe ser muy baja o inapreciable.

El aumento de la concentración de ácidos volátiles puede ser producto de una sobrecarga en la alimentación o una inhibición de las metanobacterias. A su vez, una gran concentración puede provocar la destrucción de la capacidad amortiguadora del reactor, disminución del pH y, en consecuencia, inhibición de las bacterias formadoras de metano. La relación AGV/alcalinidad, también es indicadora de estabilidad. El Manual of Practice de la Water

Pollution Control Federation, indica que una relación superior a 0.3-0.4 es indicadora de fallo inminente (W.P.C.F., 1967 citado por Iza, 1988).

3.1.4.3 Alcalinidad

En un reactor anaeróbico existen diferentes tipos de bacterias, entre ellas se encuentran las bacterias acidificantes y las formadoras de metano. Las primeras poseen una mayor actividad, lo cual en ocasiones produce problemas de acidificación en reactores, que puede evitarse manteniendo en el digestor una óptima capacidad reguladora (buffer).

Con los valores de pH de operación típicos (6.2 a 7.8) en un reactor anaerobio, la única mezcla buffer presente es la que está compuesta por el ión bicarbonato y el ácido carbónico en solución. Sin embargo, al valorar la capacidad reguladora del bicarbonato, se ha observado que valores de pH por abajo de 5.75, no son útiles a efectos de controlar la operación de un reactor. Además existe la posibilidad de llegar a valorar parte de los AGV presentes en solución como sales, cuyos pKa están comprendidos entre 4.56 y 4.67 (Ripley et al 1986, citado por Jenkins et al. 1991). Es por ello que se ha propuesto medir únicamente la alcalinidad utilizable en las condiciones de operación del reactor; la más aceptada es la propuesta por Jenkins et al. (1991), en la cual hay una valoración hasta pH superiores a 4.3, típicamente 5.75.

3.1.4.4 Nutrientes

La digestión anaerobia por ser un proceso biológico requiere ciertos nutrientes inorgánicos esenciales para el crecimiento. La ausencia o limitación de estos nutrientes son un factor limitante para el crecimiento de los microorganismos responsables de dicho proceso.

Los requerimientos de nutrientes para la población microbiana se refieren no solamente a las necesidades de nitrógeno, fósforo y azufre, sino también a la presencia de elementos traza como níquel, cobalto, hierro y molibdeno; los cuales a concentraciones controladas aumentan la eficiencia del proceso.

Para que el reactor opere de manera adecuada se debe cuidar que los nutrientes se encuentren en ciertas proporciones. Se ha recomendado una relación DQO:N:P:S de 400:5:1:0.2.

En la tabla 3.2 se muestran los metales nutrientes requeridos por la biomasa anaerobia.

Tabla 3.2 Metales nutrientes requeridos por la biomasa anaerobia, en función de la concentración en DQO del agua.

ELEMENTO	Concentración del metal mg/l	
	a 10 g DQO/l	a 50 g DQO/l
Fe	0.5 - 20	3.0 - 100
Ni	0.05 - 3	0.3 - 15
Co	0.05 - 2	0.3 - 10
Mo	0.01 - 0.05	0.05 - 0.2

No obstante, es importante señalar que los iones metálicos con un pequeño aumento en la concentración, se vuelven tóxicos. Se ha visto que los metales pesados en estado soluble generalmente son más tóxicos que las formas insolubles (Sterritt y Lester 1984; citado por Stronach et al, 1986). Sin embargo, esto está en función del pH; a pH bajos se solubiliza una gran cantidad de metales pesados (Chian y DeWalle, 1976).

Una falla en el sistema de digestión puede resultar cuando la concentración libre de metales pesados asciende más allá de las concentraciones particulares del umbral. Esta concentración umbral parece estar directamente relacionada con la concentración del ión

sulfuro del lodo de digestión (Stronach et al., 1986). Esto se debe a que en el sistema se forman sulfuros metálicos que precipitan.

Se ha mostrado que los efectos de los metales pesados en los procesos de digestión anaerobia dependen de la forma o especie en la cual los metales son introducidos al sistema. Por ejemplo, la adición de níquel como sulfato a 277 mg/l se reporta que no produce alteración en la digestión, mientras que a 30 mg/l como nitrato causa una reducción del 80% en la producción de gas (Hayes 1978, citado por Stronach et al., 1986). De la misma forma, el cloruro de níquel a 500 mg/l en un filtro anaerobio produce sólo un efecto negativo en la evolución del biogás, pero a 1000 mg/l se observa que causa severos retardos en la producción de este.

En otros estudios, Stronach et al. (1986) mencionan que el cobre como sulfato a concentraciones de 200-230 mg/l resulta inhibitorio para la digestión anaerobia. Sin embargo, cuando se presenta como hidróxido a concentraciones de 520 mg/l como cobre, los efectos no son notorios. También mencionan que cuando el cromo se introduce al sistema de digestión a 100 mg/l en el estado trivalente (Cr III), se produce una reducción en la producción de gas del 80%. No obstante, el Cr IV a concentraciones de 420 mg/l causa únicamente poca reducción en la producción de biogás.

En general, la más frecuente manifestación de la inhibición por metales pesados en la digestión anaerobia es la reducción en la producción de biogás y el concomitante incremento de la concentración de AGVs. Stronach et al. (1986).

CAPITULO 4
TRATAMIENTO BIOLÓGICO ANAEROBIO DE LIXIVIADOS
DE RELLENOS SANITARIOS

En México no se tienen referencias de estudios nacionales sobre tratabilidad biológica o fisicoquímica de lixiviados de rellenos sanitarios. La bibliografía internacional sobre el tema es relativamente extensa, y se han publicado varios trabajos sobre el tratamiento anaerobio de este tipo de desecho.

En este capítulo se presentan resumidas algunas experiencias recientemente publicadas. El objetivo es situar el problema y sentar las bases de comparación con los lixiviados estudiados en el presente trabajo.

En estudios realizados a escala laboratorio (Switzenbaum et al. 1991) para tratar los lixiviados generados en el relleno sanitario de Chicopee (E. U. A.) se reportan eficiencias de remoción de materia orgánica del orden del 90% .

Las características del lixiviado empleado en ese trabajo se presentan en la tabla 4.1.

Tabla 4.1 Lixiviado empleado por Switzenbaum et al (1991)

PARAMETRO	(mg/l)
pH	5.7 - 6.8
DQO	800 - 10,000
DBO	30 - 4650
DBOs/DQO	0.1 - 0.9
Alcalinidad	280 - 2,600
Fierro	250 - 550
Manganeso	10 - 65
Calcio	400 - 520
Cadmio	0.00 - 0.35
Cobre	0.00 - 0.30
Niquel	0.05 - 1.20
Zinc	0.01 - 0.80
Selenio	0.0 - 11.5

El estudio se llevó a cabo en dos fases, utilizando un reactor híbrido (UASB/FA) con un volumen útil de 30 litros.

La primera fase del estudio consistió en alimentar lixiviado al reactor, con incrementos de carga orgánica de 0.2 kgDQO/m³d hasta 9 kgDQO/m³d. Se alcanzó una remoción en la materia orgánica del 90% y 85% con tiempos de retención hidráulico (TRH) de 24 y 18 horas respectivamente. En esta fase se tuvo un incremento gradual de sólidos totales (ST) en el inóculo de 100 g/kg hasta 450 g/kg, observándose un aumento en los valores de los sólidos fijos. Este incremento se presentó durante los últimos meses cuando el TRH disminuyó a 18 horas.

Al realizar una especiación de metales en la cama de lodos del reactor, se determinó una gran cantidad de carbonatos de fierro. Debido a que también se tenía obstrucción en mangueras (por los sólidos fijos depositados), se decidió plantear una segunda fase experimental, en la cual al lixiviado alimentado se le dió un pretratamiento para eliminar la mayor cantidad posible de fierro.

El pretratamiento aplicado al lixiviado consistió en modificar el valor del pH para favorecer la precipitación del Fe.

Primero se llevó el pH a valores entre 6 y 7 unidades, obteniéndose una remoción de Fe desde 5 a 90%.

Debido a la gran variación de la eficiencia de remoción de fierro se planteó incrementar el pH a valores de 8 unidades, obteniéndose eficiencias de remoción del 80 al 95%, sin embargo debido a este pH la eficiencia de remoción de materia orgánica en el reactor híbrido disminuyó drásticamente (10% de eficiencia).

Los autores concluyen que para lograr eficiencias de remoción en materia orgánica altas (90%) con cargas orgánicas superiores a 10 kg/m³ d y TRH de 24 horas en un reactor UASB-híbrido, sería necesario controlar (remover) el fierro que contiene el lixiviado

antes del tratamiento, evitando la acumulación de sólidos fijos (SF) que inhibe el proceso de la digestión anaerobia.

En otro estudio realizado en Taiwan, Juu- En Chang (1989) tratando un lixiviado proveniente del relleno sanitario (de 1.5 años) de la ciudad de Taichung , reporta eficiencias de remoción del orden del 92% operando un reactor híbrido de 16.8 l de volumen útil con una zona de filtro de 11.8 l e inoculado con lodo anaerobio aclimatado a 35°C durante 3 meses.

La composición del lixiviado crudo para ese estudio fue la siguiente:

Tabla 4.2 Lixiviado empleado por Chang (1989)

PARAMETRO	PROMEDIO (mg/l)	PARAMETRO	PROMEDIO (mg/l)
DQO	58,400	pH *	7.0
DBOs	40,065	Na	2,820
ST	43,840	K	2,470
SV	20,680	Ca	3,090
NH ₃ -N	1,720	Mg	1,000
N. orgánico	167	Fe	570
fósforo total	63	Mn	5.1
Alcalinidad	8530	Cr	5.0
Cloruros	3,600	Pb	1.3
Sulfatos	1,830	Cu	0.32
Aceite y grasa	482	Cd	0.2
AGV	36,140	Zn	9.5

* adimensional

Después del periodo de aclimatación del reactor, se trató el lixiviado por 185 días. Este tratamiento se dividió en 9 corridas en donde se manejaron TRH de 1.25 a 7.67 días con DQO de influente de 11,000 a 58,400 mg/l, por lo que la carga orgánica varió de 1.43 a 21.97 Kg DQO/m³d. Juu- En Chang observó que para cada incremento en la carga orgánica se incrementaba la producción de gas y la concentración de SS en el efluente. Sin embargo, este aumento de gas aparecía después de 3 a 5 días de que se modificaba la carga.

Se observó que al aumentar la carga orgánica de 13 kgDQO/m³d hasta 22.77 kgDQO/m³d, la eficiencia de remoción de materia orgánica disminuyó de 92% a valores del 70%.

El lixiviado tratado presentó una alta concentración de sulfatos (1830 mg/l) y sales que se acumulan en la cama de lodos provocando una inhibición de la actividad microbiana. Las sales encontradas contenían principalmente cationes de fierro (hasta valores de 7100 mg/l después de 185 días de operación), cuando en la concentración del influente se tuvo un intervalo de fierro total de 160 a 515 mg/l.

Así pues se decidió investigar por medio de la técnica analítica de fenantrolina (Fe) y turbidimetría (SO₄²⁻), la remoción de Fe soluble y sulfatos, obteniéndose 90 y 96.9% respectivamente en el reactor híbrido.

Se observó que altas cargas de sulfato tienen un efecto adverso sobre la remoción de materia orgánica y consecuentemente en la producción de biogás. En el experimento, cuando el intervalo de carga de sulfatos se incrementó (por las características mismas del lixiviado) de 102 a 683 mg/l, la recuperación de energía en forma de metano se redujo del 90 al 52%.

El contenido de metano en el biogás fue afectado por la carga de sulfatos decreciendo de 78.7 a 66.9%. Sin embargo, la conversión de metano durante el experimento fue de 0.31 l de CH₄/g DQO removida a CNTP (condiciones normales de temperatura y presión). Esto es aproximadamente el 90% del valor teórico de 0.35 l CH₄/g DQO removida.

En este estudio se concluye que pueden obtenerse buenas eficiencias de remoción (92% de la DQO soluble "DQOs") con cargas orgánicas menores de 13 kgDQO/m³d y con TRH de 1.25 d.

Por otra parte, Rumpf y Ferguson (1990) realizaron estudios con una mezcla de lixiviado proveniente de dos rellenos sanitarios, uno de la ciudad Cedar Hills (DQO Total "DQOt" 55 000-70 000 mg/l) Washington y otro de Manhole (DQOt 5 000-6 000 mg/l). El reactor anaerobio tipo UASB de 3.5 l de capacidad, fue inoculado con un litro de lodo anaerobio granular combinado con 525 ml de lodo proveniente de dos reactores semi-batch. Se operó por un período de 80 días con una línea de recirculación de 2 l/min después de cuatro semanas de aclimatación.

El reactor se alimentó con una mezcla de 80% de lixiviado de Manhole y 20% de Cedar Hill (DQOt 12 000-19 000 mg/l) obteniendo eficiencias de remoción del orden de 66 a 94% (velocidad ascendente de 40 cm/min). La carga orgánica alimentada se incrementó gradualmente hasta llegar a una carga final de operación de 9.4 kgDQO/m3d, en la cual se obtuvo una remoción de la DQOs entre 91 y 97% y del 87% en DQOt con un TRH de 4.3 días.

En la tabla 4.3 se muestran las características del influente y efluente en el UASB/FA.

Tabla 4.3 Resultados obtenidos con un reactor UASB/FA alimentado con lixiviados (Rumpf y Ferguson, 1990)

PARAMETRO	PROMEDIO EFLUENTE	PROMEDIO EFLUENTE
DQOs, mg/l	16 400	1010
pH	5.9	7.3
SST, mg/l	700	910
SSV, mg/l	360	630
Alcalinidad, CaCO ₃ mg/l	4640	3590
Azufre total, mg/l	152	62
Sulfato, mg/l como S	118	3
Sulfuro, mg/l	34	59

En este experimento se estudió la remoción de metales pesados en el sistema por precipitación como CdS, Cr(OH)₃, CuS, PbS, NiS,

ZnS. Por esta razón el lixiviado se alimentó durante 12 días adicionales con 0.5 mg/l de cada uno de los seis metales de interés.

El Ca, Fe, Cd, Pb y Cu fueron removidos por abajo de los límites detectables; Ni y Zn se removieron a valores de 0.06 y 0.18 mg/l respectivamente, lo que sugiere que la solubilidad de estos metales afectan su remoción que depende de la cantidad de sulfuro disponible para formar complejos y que en este estudio fue suficiente. El Cr III y Cr IV se removieron hasta concentraciones de 0.12 mg/l.

En la tabla 4.4 se muestra la remoción de metales que se lograron en ese experimento.

Tabla 4.4 Remoción de metales en reactor híbrido (UASB/FA) obtenidos por Rumpf y Ferguson (1990)

REMOCION DE METALES EN REACTOR UASB/FA					
	LIXIVIADO		EFLUENTE		REMOCION soluble %
	total mg/l	soluble mg/l	total mg/l	soluble mg/l	
Ca	1160	1100	96	68	94
Fe	774	478	92	10	98
Mg	272	262	181	168	36
Mn	43	41	1.6	0.4	99
Cd	--	0.02	0.49	<0.005	100
Cr	0.13	0.08	0.35	<0.005	100
Co	0.22	0.12	0.22	<0.005	100
Cu	0.04	<0.005	0.19	<0.005	100
Pb	0.07	<0.05	<0.05	<0.05	100
Ni	0.19	0.19	0.28	0.06	68
Zn	32	30	18	0.18	99

Wu et al. (1988), realizaron un estudio de tratabilidad biológica a escala laboratorio para tratar lixiviados de un relleno sanitario de 16 años de edad localizado en la ciudad de Forward Township (E.U.A.). Para ello operaron en serie dos reactores híbridos (UASB/FA) de 50 l de volumen cada uno y obtuvieron eficiencias en remoción de materia orgánica del 91% .

Inicialmente, para lograr la aclimatación de los reactores, se sembraron con 10 l de lodo digerido y una mezcla de lixiviado con un medio sintético (acetato de sodio, glicina, ácido acético, pirogalol y sulfato ferroso). Bajo estas condiciones, los reactores se mantuvieron durante cinco semanas en un cuarto de temperatura controlada ($37\pm 2^{\circ}\text{C}$). En este periodo se observó una pequeña producción de gas y debido a esto se les adicionó 20 l más de lodo digerido a los reactores, manteniéndolos bajo las mismas condiciones durante otras seis semanas. En las últimas tres semanas de este segundo y último período de aclimatación se incrementó y alcanzó una estabilización de la producción de gas.

Después del periodo de aclimatación, se evaluaron los efectos de la concentración del lixiviado, la carga orgánica y la adición de metales en el reactor híbrido anaerobio, manejando seis fases en el periodo de operación.

Las características del lixiviado empleado para ese estudio se muestran en la tabla 4.5

Tabla 4.5 Características del lixiviado utilizado por Wu et al. (1988)

CARACTERISTICAS QUIMICAS	PROMEDIO	INTERVALO
DQO	19 470	11700 - 24600
DBO	13 070	6590 - 17860
N-NH ₃	290	60 - 600
Sólidos suspendidos	2740	320 - 13900
Alcalinidad como CaCO ₃	2710	50 - 7770
Fosfato como PO ₄	120	-
Fe total	30	0 - 140
Zn	0.8	0 - 6
pH	-	4.4 - 8.8

Nota: todas las unidades son mg/l excepto pH que es adimensional. En la tabla 4.6 se muestran las condiciones de operación y características de influente para cada una de las fases.

Tabla 4.6 Condiciones de operación utilizadas por Wu et al. (1988)

Fase	Carga (gDQO/m ³ d)	TRH (d)	Gasto (l/d)	DQO (mg/l)	N-NH ₃ (mg/l)	A.volátiles (mg/l)
I	4.4	35.8	3.3	21,470	300	3530
II	1.8	71.3	1.6	17,470	290	4610
III	2.0	37.2	3.1	10,140	645	2960
IV	2.7	23.0	3.1	8,790	150	3370
V	3.8	17.4	6.6	9,280	250	950
VI	6.5	10.6	10.6	9,460	230	400

En la tabla 4.7 se presentan las características del efluente en las seis fases de operación del reactor .

Tabla 4.7 Características del efluente intermedio (F1) y final (F2) del estudio de Wu et al. (1988)

PARAMETRO	FASE											
	I		II		III		IV		V		VI	
	F1	F2	F1	F2	F1	F2	F1	F2	F1	F2	F1	F2
DQO	17450	12740	4850	4590	1250	930	930	960	2110	1580	6410	5660
N-NH ₃	280	310	370	290	470	420	300	380	230	270	180	190
Alc.	5490	5670	8340	7890	5780	6020	4660	4400	4470	4560	1990	2910
Fierro	12	12	1.9	1.5	1.3	1.2	2.2	1.2	15	1.8	4.5	1.8
Zinc	0.6	0.5	0.1	0.1	0.3	0.2	0.7	0.3	1.6	0.5	1.7	1.0
Gas(l/d)	18.4	6.2	25.6	4.2	23.1	2.6	32.7	1.9	33	1.7	26.8	1.5
% remoción (DQO) de sistema	41		75		91		89		83		40	

En las últimas tres fases se aumentaron las concentraciones de Fe y Zn con una adición de sales de metales (cloruro ferroso y cloruro de zinc) para evaluar su toxicidad. Sin embargo, la

adición de sales de Zn y Fe no afectaron el funcionamiento del sistema. Se observó que las concentraciones de metales solubles en el efluente fueron generalmente mas bajas que el nivel tóxico para Zn en un tratamiento anaerobio y que durante la fase V se obtuvieron remociones de Fe de 53 a 99% y de Zn de 29 a 98%.

Como puede observarse en las tablas 4.5 y 4.7, las concentraciones de alcalinidad en todas las fases se incrementan en un promedio de dos a tres veces su valor inicial. Además, fueron superiores a 4500 mg/l, excepto durante la fase VI, la cual tiene una baja alcalinidad (1990 mg/l) y una alta concentración de ácidos volátiles (3300 mg/l) como resultado probablemente de sobrecarga orgánica (6.5 Kg DQO/m³d).

Las bajas eficiencias de remoción en DQO logradas en las fases I y VI se deben a que la acumulación de AGV causa condiciones desfavorables en el proceso de la digestión anaerobia.

De acuerdo a los resultados obtenidos, estos autores concluyen que pueden obtenerse altas eficiencias de remoción de materia orgánica si se mantienen bajas cargas.

Aparentemente, las características del lixiviado empleado, con altas concentraciones de sólidos y otros compuestos, específicamente contaminantes tóxicos, son la principal razón para explicar las bajas eficiencias obtenidas con cargas moderadas.

Por otro lado, los reactores anaerobios resultaron ser muy efectivos para la remoción de metales.

En el estudio de Henry et al . (1982), realizado para el tratamiento del lixiviado generado en el relleno sanitario de Beare Road en Toronto (15 años de edad). Se emplearon dos filtros anaerobios con un volumen útil de 6 l empacados con soportes de plástico e inoculados con 1.5 l de lodo municipal.

Durante el experimento, el filtro 1 (F1) se mantuvo a una temperatura de operación de 25°C, mientras que al filtro 2 (F2) durante 5 días se le disminuyó diariamente la temperatura 2°C, posteriormente 1°C durante 5 días más y finalmente se colocó a 10°C como temperatura de operación durante los 6 meses que duró el estudio.

La tabla 4.8 muestra las características del lixiviado utilizado.

Tabla 4.8 Caracterización del lixiviado empleado por Henry et al (1982)

PARAMETRO	INTERVALO	PROMEDIO
pH	6.42 - 7.37	-
Alcalinidad (mg/l)	560 - 1650	950
ST (mg/l)	2360 - 5100	3070
SV (% ST)	38 - 47	42
DQO (mg/l)	1320 - 3850	1870
Fósforo como P (mg/l)	-	0.15
Hierro (mg/l)	35 - 40	36

En este estudio, el valor de pH y alcalinidad no se controló. Ambos filtros (F1 y F2) se operaron a intervalos de carga de 0.57 a 6.77 kgDQO/m³d y TRH de 6 a 72 h. Las características del efluente para cada TRH se encuentran citados en la tabla 4.9

Tabla 4.9 Características del efluente de los Filtros Anaerobios operados por Henry et al. (1982)

TEMP. (°C)	TRH (h)	CARGA (kgDQO/m ³ d)	pH	ALCALINIDAD (mg/l)	AV (mg/l)	ST (mg/l)	SV (mg/l)	DQO (mg/l)
25	72	0.49	7.30-7.37	1185	405	1975	475	160
25	48	0.68	7.26-7.90	1200	685	2160	495	180
25	24	1.35	7.26-7.90	1340	610	2115	530	170
25	12	2.66	7.08-7.86	1285	455	2175	575	190
25	6	6.79	7.41-8.07	950	895	2090	650	950
10	72	0.57	8.03-8.28	990	440	1650	420	240
10	48	0.67	7.55-8.22	1295	600	2125	630	360

AV ácidos volátiles

La tabla 4.10 muestra las eficiencias obtenidas en cada uno de estos periodos.

Tabla 4.10 Datos de operación del filtro anaerobio a varias cargas (Henry et al. 1982)

TEMP. (°C)	TRH (h)	CARGA (kgDQO/m ³ d)	%REDUCCIÓN		l GAS /kg DQOrem	GAS	
			DQO	SV		% CH ₄	%CO ₂
25	72	0.49	91	57	350	79	10
25	48	0.68	90	64	446	77	9
25	24	1.35	90	61	385	82	12
25	12	2.66	88	51	426	83	9
25	6	6.79	50	40	370	82	7
10	72	0.57	88	62	381	84	6
10	48	0.67	76	46	368	82	8

Estos autores observan que la disminución en el TRH de 72 a 12 h no tiene efecto en parámetros como pH, alcalinidad y ácidos volátiles y DQO. Sin embargo estos parámetros cambian con la disminución en TRH de 12 a 6 h a 25°C y de 72 a 48 h a 10 °C (tabla 4.9).

En este estudio se observó que un Filtro anaerobio remueve aproximadamente el 90% de materia orgánica (DQO aproximadamente de 2000 mg/l) con un TRH de 12 h (carga de 2.66 kg DQO/m³d) a 25°C, y con un TRH de 72 h (carga de 0.57 kg DQO / m³ d) a 10°C.

En otro trabajo, Henry et al. (1983) plantean una segunda parte experimental para el tratamiento del lixiviado anterior con una duración de 4 meses, para lo cual emplean 4 filtros anaerobios de flujo ascendente y descendente (21 l de volumen): dos de los reactores son empacados con granito y los otros dos con un empaque plástico (fig.4.1). El experimento se realizó bajo temperatura controlada de 25-34°C.

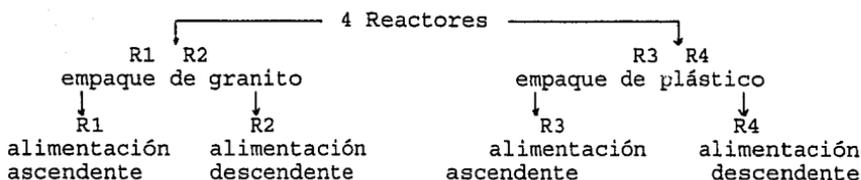


Fig.4.1 Esquema del experimento con los 4 reactores utilizados
(Henry et al., 1983)

Las características del lixiviado usado fueron las siguientes:

Tabla 4.11 Características del lixiviado empleado por Henry et al.
(1983)

Parámetro	Intervalo
DQO	1500-2000 mg/l
DBO/DQO	0.40-0.52
SV/ST	0.42
AGV	1340±87 mg/l
Alcalinidad	1130±164 mg/l
Fósforo	0.15 mg/l
metales pesados	menores de 0.2 mg/l
Fe	35 mg/l

Se operaron los reactores a tres diferentes TRH (72, 24, 12h) con variación de cargas orgánicas de 0.5 a 3.34 kg DQO/m³d. Inicialmente se operaron a bajas cargas orgánicas y altos TRH, y a lo largo del periodo se fueron incrementando las cargas .

Se observó que al aumentar las cargas y disminuir el TRH de 72 a 24 h, las eficiencias de remoción en DQO aumentaron de 82 a 86% en los cuatro filtros. Desafortunadamente, debido a fallas en el control de la temperatura (debido a la época invernal), la

eficiencia de remoción en la DQO disminuyó a 70% en todos los filtros anaerobios cuando se operaron con un TRH de 12 horas.

Por otra parte, en el efluente no se aprecia una reducción de sólidos a TRH de 72 h y 24 h (ST 25-35%, SV 50-60%); sin embargo, a 12 h disminuye significativamente (ST 19-21%, SV 30-37%). El gas total y la proporción de metano producido en los cuatro filtros se mantuvo constante, independientemente del TRH (396 - 525 l/kgDQOrem).

El análisis del gas indica una composición de 77 a 85% de CH₄, 10 a 20% de CO₂ y de 3 a 5% de otros gases. El pH y la alcalinidad no variaron al cambiar el TRH (pH entre 7 y 7.6 unidades, y alcalinidad de 1252 mg/l). La concentración de AV encontrados a TRH de 72 h (350-490 mg/l) y TRH de 24 h (450 - 520 mg/l) aumentan cuando el TRH disminuye a 12 h (610 - 640 mg/l).

Se concluye en este estudio que los dos tipos de empaques usados son igualmente efectivos, de igual modo, no existe una diferencia apreciable en términos de remoción de DQO, sólidos, producción de biogás y contenido de metano entre filtros de flujo ascendente y descendente. El proceso de filtro anaerobio resulta ser adecuado para el tratamiento de lixiviado con DQO de 1700 mg/l obteniéndose eficiencias de remoción de DQO del 86% con TRH de 24 h y carga de 1.72 kg DQO/m³d a 25 C°.

En otro estudio, llevado a cabo a escala de laboratorio (Mennerich y Albers, 1990) para el tratamiento de lixiviado proveniente de un relleno sanitario joven de Alemania, se utilizaron primero 3 filtros anaerobios con un volumen total de 77 l cada uno, y posteriormente dos reactores UASB con volumen de 22 l cada uno. Estos reactores fueron inoculados con lodo digerido de agua de alcantarillado y efluentes de otros reactores anaerobios.

Las características iniciales del lixiviado se muestran en la tabla 4.12.

Tabla 4.12 Rangos de concentración en el lixiviado influente medidos durante el experimento de Mennerich y Albers (1990)

Parámetro	Concentración	
	baja	alta
pH	6.7	7.8
DQO	10,000	65,000
DBOs	5,000	35,000
COT	4,000	22,000
Cl	3,000	16,000
NH ₄ -N	1,000	2,000

En un primer periodo de adaptación , uno de los filtros anaerobios fue operado a 20°C y los otros dos a 30°C, aplicando cargas de 3 a 6 gDQO/ld . Se encontró que a 30°C se alcanzaban al inicio mejores eficiencias de remoción en DQO y en menor tiempo que a 20°C; sin embargo, en un periodo más prolongado (300 días) se encontraron remociones similares (entre 70 y 85%) en ambos reactores (tabla 4.13).

Después de finalizar la fase de adaptación, los filtros anaerobios se operaron a una carga máxima de 15 g DQO/l d (4.5 g TOC/ l d) con TRH de 4 a 5 días, obteniéndose eficiencias de remoción en carbono orgánico total del 91%

En el lixiviado se encontraron altas concentraciones de amonio (1500 mg/l), el cual combinado con un pH de 7.6 a 8 puede inhibir la producción de metano (Kroiss, 1985) por la formación de amoníaco. Contrario a lo que se esperaba, no se observaron efectos tóxicos durante el experimento, sugiriendo que la bacteria metanogénica puede adaptarse aún bajo condiciones desfavorables de desarrollo. Así mismo, después de 180 días de operación, los reactores presentaron obstrucciones; la razón fue que el influente

contenía altas concentraciones de Ca y Fe (valores superiores a 2,000 mg/l de Ca y 800 mg/l de Fe), los cuales precipitaron durante el proceso de digestión anaerobia.

Posteriormente, los autores plantean utilizar dos reactores UASB (uno a 20°C y otro a 30°C). Al principio se presentaron problemas de obstrucción en la tubería del influente, por lo que se modificó el diseño del reactor (diámetros grandes en la tubería del influente y efluente). Es así que después de alcanzadas las condiciones estables de operación (día 250), se obtuvieron eficiencias de remoción en DQO del orden de 70% (ver tabla 4.13). Cabe señalar que en los reactores no se encontraron granos (pellets), pero contenían lodo suspendido pesado que a su vez presentaba 70% de compuestos inorgánicos.

Tabla 4.13 Resultados de los 5 reactores anaerobios operados por Mennerich y Albers (1990)

	FA1	FA2	FA3	UASB1	UASB2
V. del reactor (l)	80	75	75	22	22
Temperatura (°C)	30	20	30	20	30
Carga (g DQO/l d)	17.9	5.6	3.2	5.7	10.7
TRH (d)	2.8	3.3	4.9	5.3	5.2
Influente:					
pH	6.1	7.3	7.6	7.1	6.1
DQO (mg/l)	50,000	17,800	16,100	29,300	53,000
Cl (mg/l)	2,800	14,000	15,600	3,200	2,80
Efluente:					
pH	8.1	7.8	8.4	8.1	7.9
DQO (mg/l)	10,900	5,100	3,200	10,200	21,700
Remoción DQO (%)	78	71	80	66	59

Se concluyó que es posible tratar el lixiviado por vía anaeróbica a 20°C ; sin embargo, para alcanzar buenas eficiencias de remoción es necesario un mayor tiempo, debido al lento crecimiento de las bacterias y a las características del lixiviado.

El reactor UASB operado a 20°C después de un período de 200 días, comparado con los filtros anaerobios a la misma temperatura resulta ser un poco menos eficiente. Esto sugiere que la biomasa que se forma dentro de los filtros anaerobios posee una flora microbiológica más adaptada que la que se forma en la cama de lodo.

En los reactores utilizados (filtros y UASB), se presentaron problemas por la precipitación de Ca y Fe, por lo que se sugiere:

Bajar la carga orgánica y realizar un pretratamiento fisicoquímico para remover estos cationes.

Kennedy et al. (1988) realizaron un estudio para el tratamiento de lixiviados generados en el relleno sanitario de 15 años de edad de la ciudad de Halifax, Canadá, para lo cual emplearon dos reactores híbridos anaerobios.

La capacidad de uno de los reactores era de 24.4 l de volumen y contaba con una línea de recirculación (relación alimentación-efluente de 4:1); fue inoculado con 10 l de lodo anaerobio. El segundo reactor, más pequeño, tenía un volumen de 0.5 l y fue inoculado en una tercera parte de su volumen total con lodo proveniente del primer reactor.

Se observó que el lixiviado en estudio contenía altas concentraciones de metales pesados (ver tabla 4.13), por lo cual se alimentó el primer reactor (volumen de 24.4 l) con lixiviado pretratado (adición de 3 l de una solución de $\text{Ca}(\text{OH})_2$ al 2% (peso/volumen) por 100 l de lixiviado crudo), mientras que el otro reactor (0.5 l) recibió el lixiviado crudo, con el objeto de observar el efecto de la toxicidad de los metales pesados.

Se observó que el tratamiento del lixiviado con cal alteró su composición. Como era deseado, el efecto más notorio fue la

reducción del contenido de metales debido a su precipitación, incrementándose los sólidos totales y la alcalinidad, así como el pH.

En una primera fase del experimento, se operó el primer reactor con tres tiempos de retención hidráulica (1.5, 2.0, y 4.0 días) a temperatura controlada (35°C).

Los resultados (tabla 4.15) muestran que existe una pequeña variación en las eficiencias de remoción de DQO y se mantiene casi constante (97%) con cargas orgánicas de 4.8 a 14.5 Kg DQO/m³d. Así mismo, el contenido de metano en el biogás se mantuvo constante a esas mismas cargas. Por otra parte, la concentración de SST en el efluente disminuyó con el incremento del TRH de 1.5 a 4.2 días.

Tabla 4.14. Composición en mg/l del lixiviado empleado por Kennedy *et al.* (1988)

PARAMETRO	LIXIVIADO CRUDO	LIXIVIADO TRATADO CON CAL
DQO total	19 560	19 480
DQO soluble	18 000	17 330
Sólidos totales	13 000	14 000
Sólidos volátiles totales	6 400	6 400
Nitrógeno Kjeldahl	337	312
Nitrógeno amoniacal	260	240
Alcalinidad	4 550	5 100
pH*	5.5	6.5
Fe total	520	270
Fe soluble	401	186
Zn total	54	14
Zn soluble	51	3
Mg total	252	212
Mg soluble	212	212
Mn total	51	38
Mn soluble	40	30

* adimensional

Tabla 4.15. Resultados obtenidos por Kennedy et al (1988) en el reactor híbrido (24.2 l) con pretratamiento con cal.

TRH (d)	Carga (kg DQO/m ³ d)	Eficiencia de remoción DQOs(%)	Eficiencia de remoción DQOt (%)	Biogás (l/d)	Metano (%)
4.0	4.8	97	96.3	55	76
2.0	11.5	97	96.0	98	74
1.5	14.5	97	95.8	138	74

En esta parte del experimento se lograron eficiencias de remoción de metales pesados del 90%.

En la segunda fase del experimento, se ocupó un reactor pequeño (alimentado con lixiviado crudo), donde se pretendía evaluar al reactor bajo condiciones de TRH más cortos y biomasa saturada así como el efecto de los metales pesados.

Los resultados se muestran en la tabla 4.16.

Tabla 4.16 Resultados obtenidos por Kennedy et al. (1988) en un reactor híbrido (0.5 l) alimentado con lixiviado crudo

TRH (d)	Carga (kg DQO/m ³ d)	Eficiencia de remoción DQOs (%)	DQOs efluente (mg/l)
1.50	11	95	850
0.77	22	96	720
0.54	33	95	900
0.42	42	88	2040
0.28	70	58	7140

Se observó que una gran cantidad de sólidos suspendidos fijos (SSF) se acumularon en la cama de lodo y en la zona empacada, ya que el 80% de los sólidos suspendidos totales (SST) del lodo eran

SSF. Un análisis mostró que se trataba de precipitados inorgánicos de metales pesados. Sin embargo, los precipitados fueron blandos y floculentos y no presentaron los problemas asociados con el precipitado duro y granular formado en el lixiviado pre-tratado. A pesar de esto, no se les presentaron inhibiciones bajo estas condiciones.

Se concluye en el experimento, que el reactor híbrido es eficiente en el tratamiento de lixiviados utilizando altas cargas orgánicas y TRH cortos. Las pruebas con el reactor híbrido pequeño confirman que cuando el reactor es operado con una concentración de biomasa saturada puede manejar cargas orgánicas arriba de 42 Kg DQO/m³d con eficiencias de remoción mayores al 88%.

Se recomienda que en este lixiviado en particular, si se requiere de un pretratamiento, no debe ser considerada la cal.

En otro trabajo, Chian y De Walle (1976) trataron un lixiviado fuertemente ácido obtenido de un lisímetro. Para ello emplearon un filtro anaerobio completamente mezclado con un volumen de 67.8 l y una línea de recirculación con una relación 1:20 (1 parte de alimentación y 19 de efluente). El reactor fue inoculado con 1 l de lodo anaerobio digerido.

Las características del lixiviado se muestran en la tabla 4.16.

Tabla 4.16 Características del lixiviado empleado por Chian y De Walle (1976).

PARAMETRO	mg/l
DQO	54 000
pH *	5.4
Fe	2 200
Zn	104
Cr	18
Ni	13
Cu	0.5

* adimensional

En este experimento se manejaron dos fases; en la fase I se probó la estabilidad del reactor y del pH (218 días) y en la fase II se evaluaron los problemas operacionales del filtro (250 días) debido a choques de carga orgánica.

En la primera fase se observó que cuando el lixiviado se alimentó crudo, con una carga orgánica de 1.3 Kg DQO/m³d y TRH de 42 días, no hubo eficiencias de remoción, por lo que se decidió alimentar 16 l de lixiviado diluído 1:1 (1 parte de alimentación por una parte de agua de dilución) con el mismo tiempo de retención hidráulica resultando así una DQO de 27 000 mg/l. Bajo estas condiciones se observó una generación de biogás y eficiencias de remoción en DQO del 90%. Esto sugiere que cuando el lixiviado se alimenta crudo ocurre una inhibición, ya que cesa completamente la producción de biogás.

En la fase II se redujo el TRH a 2 días y se siguió alimentando lixiviado diluído (1:1), lo que condujo a una sobrecarga orgánica (13.5 Kg DQO/m³d), la cual se manifestó en el paro de la producción de biogás, así como en una reducción de la eficiencia de remoción en DQO (54%). Esto se vió acompañado por una disminución en el pH, debido al incremento de los ácidos grasos volátiles.

Los análisis del efluente mostraron un incremento gradual en metales pesados solubles con un máximo de Fe, Cu y Zn de 2.8, 0.9 y 0.2 mg/l respectivamente. En este estudio se notó una concentración significativa de Cu, uno de los principales elementos tóxicos, la inhibición observada pudo deberse a este elemento.

Los precipitados de metales como sulfuros, y como carbonatos son muy sensibles al pH y se disuelven a valores bajos de éste (Mosey y Hughes, 1975). Esto quizá explica el incremento en Zn y Cu entre los días en que se registraron pH ácidos durante este experimento.

Los autores concluyen que las bacterias fermentativas fueron parcialmente inhibidas por los metales resultando en efluentes con alta DQO, seguidos por una inhibición de las bacterias metanogénicas por lo que hubo un incremento gradual en la concentración de AG. Así mismo, se formó una menor alcalinidad por bicarbonatos, el pH en la unidad decreció, lo cual favorece una disolución adicional de los precipitados de metales pesados que resulta en fuertes inhibiciones. En efecto, durante ese periodo la producción total de gas decreció y la DQO del influente se incrementó.

En el trabajo de Chian y De Walle (1976), la toxicidad de los metales se suspendió por una adición de 75 mg/l de Na_2S al influente en los siguientes 18 días después del cambio operacional (cuando se incrementó la carga orgánica). Posteriormente, se regresó a TRH de 42 días obteniéndose resultados muy similares a los obtenidos antes de la sobre carga. Basados en estas pruebas se concluye que la capacidad buffer de la unidad es suficiente como para controlar estos choques de carga y permitir recuperarse al reactor en un tiempo relativamente corto.

CAPITULO 5
MATERIAL Y METODOS

5.1 Descripción del Arreglo Experimental

Las pruebas anaerobias de tratabilidad biológica en continuo de las aguas residuales provenientes de los tres rellenos sanitarios estudiados se llevaron a cabo en reactores del tipo lecho de lodos (UASB). Se trabajó con tres diferentes lixiviados, provenientes del sitio de disposición final ya clausurado de "Santa Cruz Meyehualco", del sitio de "Santa Catarina" y del relleno sanitario de "Prados de la Montaña". Para cumplir con los objetivos del proyecto en el tiempo considerado, se operaron dos reactores por cada lixiviado.

Debido a que la cantidad de lixiviado generada en los sitios de Santa Catarina y Prados de la Montaña no era suficiente para satisfacer las condiciones de alimentación de reactores de siete litros de volumen, únicamente los reactores alimentados con lixiviados de Santa Cruz Meyehualco fueron del tipo híbrido (UASB + FA). Estos se empacaron con anillos pall de 3.5 cm situados en la parte superior del reactor, justo abajo del separador gas-líquido-sólido. La Tabla 5.1 resume las características y geometría de los 6 reactores utilizados

TABLA 5.1. CARACTERISTICAS DE LOS REACTORES OPERADOS

Lixiviado	Número de Reactor	Altura (m)	Diámetro (m)	Volumen Total (l)	Volumen Empacado (l)
Santa Cruz Meyehualco	1	1	0.095	7.2	1.6
	3	0.9	0.090	5.7	1.6
Santa Catarina	2	0.47	0.095	3.7	
	4	0.47	0.095	3.7	
Prados de la Montaña	5	0.40	0.100	3.1	
	6	0.40	0.100	3.1	

La figura 5.1 presenta un esquema de los reactores empleados.

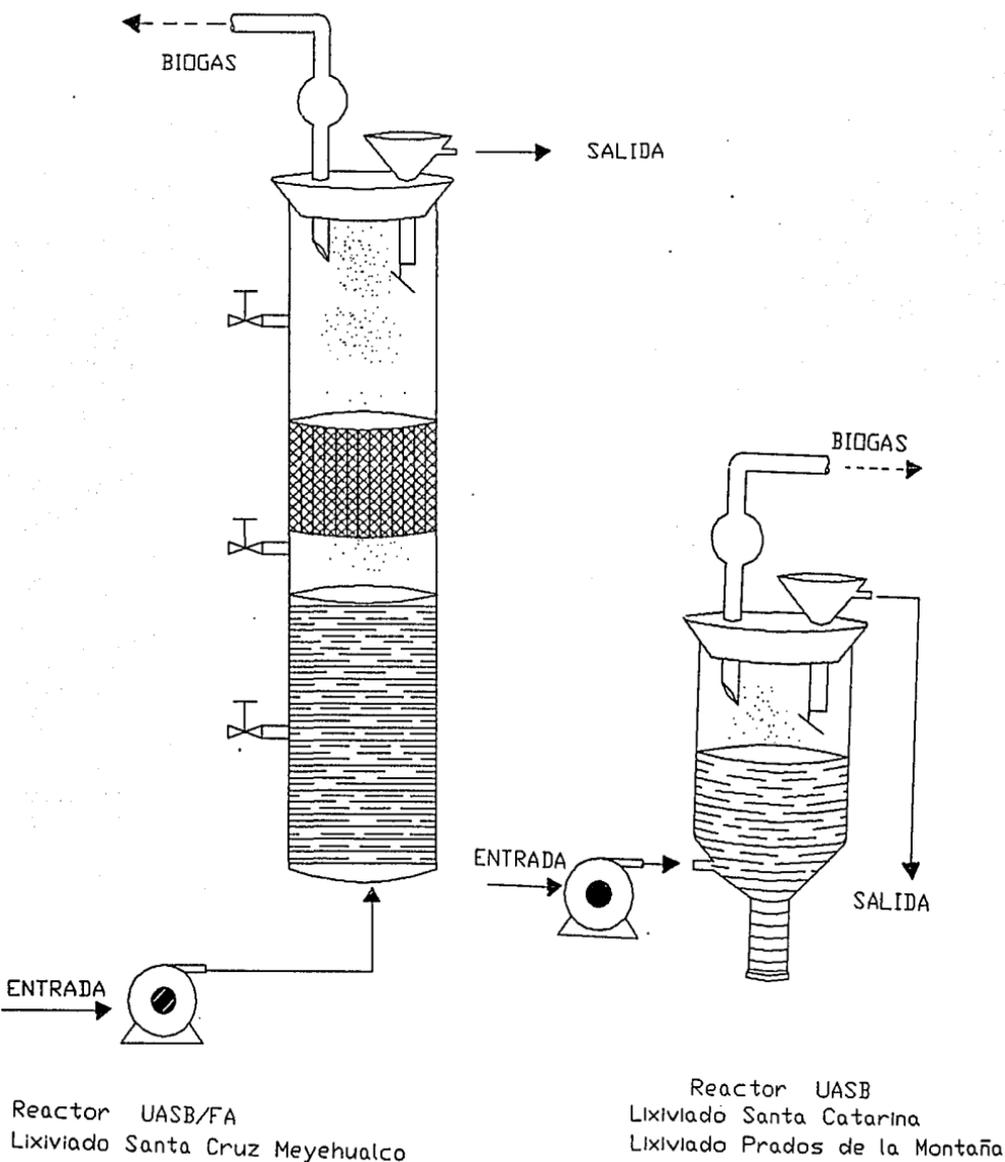


Figura 5.1 Reactores UASB/FA y UASB

Los reactores UASB cuentan en la parte superior con un dispositivo de separación gas-líquido-sólido que tiene la doble función de captar el gas producido e impedir la salida de materia en suspensión en el efluente.

Estos reactores requieren un flujo de alimentación ascendente; con este fin se alimentaron por medio de bombas peristálticas Masterflex a diferentes gastos. En el caso de los reactores de Santa Catarina, en los que el volumen alimentado fue muy pequeño, se utilizó un Timer, el cual alternaba la alimentación cada media hora. El gas fue evacuado por la parte alta de los reactores hacia una probeta invertida llena de agua, en la que el biogás producido se medía por desplazamiento del agua.

La temperatura de operación fue de 35°C. Cabe mencionar que el lixiviado alimentado fue tomado diariamente de la cámara fría (6°C) contigua al cuarto de temperatura controlada donde se encontraban los reactores.

5.2 Parámetros y Técnicas Analíticas

Los análisis efectuados a nivel de entrada y salida de cada reactor y la frecuencia de su determinación se presentan en la **Tabla 5.2.**

TABLA 5.2 TECNICAS ANALITICAS

PARAMETRO	FRECUENCIA (veces por semana)
pH	6
Alcalinidad	6
ST, STV, STF	2
SST, SSV, SSF	2
DQO _T , DQO _S	2
N-NH ₄ ⁺ , N-Org.	1
SO ₄ ⁼ , S ⁼	1
Potencial Redox	1
Producción y composición de biogás	6

Estas determinaciones fueron realizadas siguiendo los procedimientos estándares (APHA, 1989).

5.3 Inoculación y Condiciones de Operación

Se sembraron seis reactores UASB con lodos anaerobios provenientes de experimentos anteriores, con las siguientes características:

ST : 34 085 mg/l	SST : 32 130 mg/l
STV : 19 630 mg/l	SSV : 18 535 mg/l
STF : 14 445 mg/l	SSF : 13 595 mg/l
IVL : 52.3 ml/g	
Velocidad de sedimentación : 2.81 m/h	

Se realizó una especiación de metales al lodo inicial, la cual se presenta a continuación:

TABLA 5.3. ESPECIACION DE METALES EN EL LODO INICIAL

$\frac{\mu\text{g}}{\text{g SST}}$	Metales Intercambiables	Metales Adsorbidos	Metales ligados a materia orgánica	Metales en forma de carbonatos	Metales en forma de sulfuros
Ca	77.2	ND	7.5	ND	4.4
Fe	6.2	11.5	33.6	68.5	---
Zn	0.3	0.9	5.0	2.5	2.2
Cu	ND	ND	ND	2.8	18.3
Pb	ND	ND	15.3	10.5	10.0
Mg	21553	4298	847	18055	7078
Cd	1.1	1.20	188.0	1.4	1.3
Ni	ND	ND	ND	ND	ND

ND: No detectado

Los volúmenes de lodo usados para la inoculación se presentan en la **Tabla 5.4**, así como las principales condiciones de operación aplicadas a los reactores.

El estudio se realizó durante 90 días para los lixiviados de Santa Cruz Meyehualco y Santa Catarina; para el lixiviado de Prados de la Montaña tomó un tiempo de 68 días. Debido a problemas en el suministro de los lixiviados provenientes de Santa Catarina y de Prados de la Montaña, los reactores correspondientes fueron parados en algunas ocasiones durante 3 a 5 días.

TABLA 5.4. CONDICIONES DE OPERACION

Lixiviado	Número de Reactor	Volumen de lodo inoculado (litros)	Carga Orgánica volumétrica kg DQO/m ³ ·d	TRH (días)
Santa Cruz Meyehualco	1	3	4	3
	3	3	12	1
Santa Catarina	2	1	4	7
	4	1	20	1.45
Prados de la Montaña	5	1	13	0.61
	6	1	26	0.30

A lo largo del estudio se realizaron diferentes cambios en las condiciones de operación de los reactores con el fin de mejorar los resultados obtenidos. La **Tabla 5.5** muestra las modificaciones efectuadas para el tratamiento de los tres diferentes lixiviados.

5.4 Caracterización

La caracterización promedio de los lixiviados alimentados a los reactores se presenta en la **Tabla 5.6**, así como su desviación estándar y el número de muestras.

TABLA 5.5 MODIFICACIONES EN EL PLAN DE TRABAJO DE LOS REACTORES QUE OPERARON EN CONTINUO

LIXIVIADO	MODIFICACION	Días en que se efectuó la modificación	Duración
SANTA CRUZ MEYEHUALCO	Adición de H_3PO_4	Desde el día 6	84 días
	Adición de HCL a pH de 7.00	Desde el día 11	79 días
	Adición de metales (1 mg/l de Co, Cu, Ni y 0.1 mg/l de Mo)	A partir del día 12	78 días
	Dilución del lixiviado al 50%	Desde el día 74	16 días
SANTA CATARINA	Adición de H_3PO_4	A partir del día 5	85 días
	Adición de metales (1 mg/l de Cu, Co, Ni y 0.1 mg/l de Mo)	Desde el día 11	79 días
	Disminución del gasto (0.6 del gasto original) y adición de 4 g/l $NaHCO_3$	Del día 43 al día 53	10 días
	Se regresó al gasto original adicionando 2 g/l de $NaHCO_3$ y diluyendo el lixiviado al 50%	Del día 54 al día 71	17 días
	Adición de metales (2 mg/l de Cu, Co y Ni y 0.2 mg/l de Mo)	A partir del día 54	36 días
	Gasto original 2 g/l $NaHCO_3$ Dilución del lixiviado al 25%	A partir del día 72	18 días
PRADOS DE LA MONTAÑA	Adición de H_3PO_4 y metales (Ca, Cu, Ni 1 mg/l, Mo 0.1 mg/l)	A partir del día 10	58 días
	Llevar el pH a 7:00 con HCL	Del día 10 al día 50	40 días
	Llevar el pH a 6:00 con HCL	A partir del día 51	17 días

TABLA 5.6 CARACTERIZACION PROMEDIO DE LOS LIXIVIADOS ESTUDIADOS

PARAMETRO	SANTA CRUZ MEYEHUALCO			SANTA CATARINA			PRADOS DE MONTAÑA		
	media	d.s.	n	media	d.s.	n	media	d.s.	n
pH	8.11	0.18	6	6.4	0.5	33	6.9	0.5	39
Alcalinidad	7505	581	6	15662	3773	33	5211	2933	39
DQO _T	13482	3410	16	106204	16653	8	7842	1928	39
DQO _S	10782	2470	16	86523	23277	10	6413	2102	12
ST	22495	3112	17	82309	23805	9	21156	4414	12
STV	7523	1571	17	51590	17110	9	6318	3929	11
STF	14666	2706	17	30719	6868	9	13388	1578	15
SST	3564	2466	16	6112	2221	8	2620	2194	10
SSV	1210	730	16	3801	1471	8	395	117	8
SSF	2354	1777	16	2311	847	8	559	253	10
SO ₄ ⁼	708	119	10	2921	449	6	181	-	1
S ⁼	20	4	2	4316	88	4	55	-	1
P	2	0.72	2	3.72	0.24	2	2	-	1
N-NH ₄ ⁺	1945	695	10	2286	688	7	1190	901	5
N-Org.	225	126	2	2563	1051	2	ND	-	-
Na	2460	9	2	3060	13	2	2500	-	1
K	2460	17	2	4000	31	2	2300	-	1
Ca	40	0.5	2	620	1.3	2	18	-	1
Fe	100	0.9	2	420	0.6	2	16	-	1
Cu	1.4	-	1	ND	-	-	81	-	1
Co	ND	-	-	ND	-	-	ND	-	-
Mo	ND	-	-	ND	-	-	ND	-	-
Mg	259	-	1	360	3	2	40	-	1
Ni	1.4	0.2	2	2.0	0.02	2	1.0	-	1

NOTA: Todos los valores promedio reportados en mg/l, excepto el pH, adimensional, y alcalinidad en mg/l CaCO₃.

ND: No Detectado

CAPITULO 6

RESULTADOS

6.1 Lixiviado Santa Cruz Meyehualco

Los resultados obtenidos durante los 90 días que se operaron los reactores 1 (UASB1) y 3 (UASB3) se presentan en forma de tablas y figuras en el Apéndice 2.

La figura A-2.1 muestra la variación en el pH del influente. Los primeros 11 días se observan valores de pH a la entrada entre 7.82 a 8.28, para después situarse dentro del rango de 6.6 a 7.4, debido a la adición de HCl.

El día 6 de operación se determinó que el sistema tenía deficiencia en fósforo, por lo que para satisfacer la relación DQO/P de 400/1 se adicionaron volúmenes conocidos de H_3PO_4 . El requerimiento de fósforo fue de 31 mg/l. Como la adición de este ácido no modificó sensiblemente el valor de pH a la entrada, se decidió adicionar HCl diluido (1:1) con el fin de llegar a valores de pH entre 7 y 7.5 a partir del día 11. El volumen requerido de HCl para neutralizar el lixiviado fue aproximadamente de 30 ml/litro.

El propósito fundamental de tener pH neutro a la entrada fue desplazar el equilibrio $NH_4^+ \rightleftharpoons NH_3 + H^+$ hacia la izquierda, cuya forma química es menos inhibidora, ya que se obtenían altas concentraciones de amonio: 1590 mg/l $N-NH_4$ para el reactor 1 y de 1836 mg/l para el reactor 3.

Cabe mencionar que al mezclar el HCl con el lixiviado se producía una reacción de neutralización, con la formación de una gran cantidad de espuma (efervescencia) y se liberaban gases con un alto contenido de CO_2 y olor a H_2S .

El pH medido a los efluentes de ambos reactores durante los primeros 13 días de operación fue alrededor de 8.4. Después de la adición de HCl, el pH del reactor 1 se situó dentro del rango de 7.4 a 8.2 (Fig A-2.2) mientras que para el UASB3 estuvo entre 7.2 a 7.9 (Fig A-2.3).

La figura A-2.4 muestra la variación de las alcalinidades medidas a un pH de 5.75 y de 4.3 para el lixiviado de Santa Cruz. La alcalinidad total (a pH de 4.3) varía entre 3000 a 15000 mg/l CaCO_3 . El amplio rango de variación de la alcalinidad es un reflejo de que las características del lixiviado variaban en cada lote de agua muestreado.

Al comparar la alcalinidad total del influente, con las alcalinidades obtenidas en cada reactor (figuras A-2.7 y A-2.8) se observa que la alcalinidad medida en los efluentes, prácticamente no sobrepasó a la del influente.

Es a partir del día 15 que se observa un incremento, registrándose valores promedio similares ó ligeramente mayores que los determinados en el influente. De lo anterior se desprende que los altos valores de pH medidos en los efluentes, no se debían a la producción de alcalinidad medida como CaCO_3 , si no probablemente a la presencia en elevadas concentraciones de N-NH_4^+ (2 100 mg/l).

La relación alfa entre alcalinidades, que indica la fracción de la alcalinidad total (a pH = 4.3) que corresponde a la alcalinidad aportada por los bicarbonatos (a pH = 5.75), se mantuvo en valores de 0.72 (Fig A-2.10) para el reactor UASB1 y 0.75 para el reactor UASB3 (Fig A-2.11), lo que indicaría una correcta respuesta del sistema (Jenkins et al., 1991).

La Fig A-2.5 muestra como la alcalinidad medida a 5.75 tuvo un incremento gradual en el reactor 1 hasta prácticamente el día 30

que alcanzó valores entre 7000 y 8000 mg/l, por lo que se observa que al inóculo le llevó un tiempo relativamente largo el adaptarse al sustrato. El aumento en la alcalinidad entre el día 60 y 70 se debió a que la alcalinidad del lixiviado alimentado durante ese periodo tuvo valores muy altos, hasta de 14,857 mg/l, pero al regresar a condiciones anteriores, se vuelven a obtener alcalinidades en el efluente dentro del rango observado a partir del día 40, entre 4000 y 5000 mg/l.

Por su parte, el reactor UASB 3 mostró un comportamiento similar al reactor 1 durante los primeros 25 días; sin embargo, no presentó periodos marcadamente estables en la alcalinidad medida a 5.75. En la figura A-2.6 se podría definir un periodo "estable" (desde el día 37 y hasta el día 60), si se considera que la alcalinidad obtenida en este reactor varió dentro del rango de 3000 a 6000 mg/l debido a que después del periodo en que se alimentó con lixiviado fuertemente alcalino (14,857 mg CaCO_3), el reactor vuelve a obtener valores dentro de este rango.

La figura A-2.12 muestra la variación que hubo en la DQO del influente (de 9796 a 19346 mg/l), por lo que la eficiencia de remoción en DQO_T para el reactor 1 varió dentro del intervalo del 6 al 44%. La DQO_T medida al efluente se situó entre 4419 y 15224 mg/l. El mismo comportamiento puede observarse para la DQOs (figura A-2.13), donde se alcanzaron eficiencias de remoción desde 2 hasta 47%.

Por su parte, el reactor 3 obtuvo eficiencias de remoción entre 10 y 30%; la DQO_T del efluente varió entre 3468 a 11585 mg/l (Fig A-2.14).

Los cambios constantes en la DQO_T del lixiviado alimentado provocaron que no se observara ninguna tendencia en las eficiencias obtenidas. Debido a la variación en las características del lixiviado de un lote a otro, el lixiviado alimentado de un nuevo lote no corresponde al efluente evacuado

durante un mismo día, por lo que en algunas ocasiones la DQO_T obtenida en los efluentes fue mayor que en los influentes. Además los reactores sufrieron en diferentes periodos un lavado de lodos, lo que contribuía a incrementar la DQO_T evacuada.

El contenido de sólidos totales en el influente varió entre 10500 a 29000 mg/l; estos sólidos se lograron remover con eficiencias de entre 5 a 28% para el UASB1 y de 8 a 27% para el UASB3 (Figuras A-2.16 y A-2.19).

El 67% de los sólidos totales, eran sólidos totales fijos; las figuras A-2.18 y A-2.21 muestran que se alcanzaron muy bajas eficiencias de remoción (del orden de 11% en el UASB1 y 18% en el UASB3).

En el influente, el contenido de SST se mantuvo en el intervalo de 370 a 9800 mg/l (Figura A-2.22). Es importante señalar que el 70% de los SST correspondieron a SSF, es decir materia inorgánica que es más difícil de degradar.

Las figuras A-2.23 y A-2.26 muestran como al final del estudio se presentó un lavado de lodos en ambos reactores, (los SST a la entrada son menores que a la salida).

La remoción en materia orgánica medida como STV se presenta en la figura A-2.17 para el reactor 1, en donde se observa que del día 55 al día 69 no hubo remoción de STV. En este mismo periodo, como puede observarse en la **Tabla 2.2** del Apéndice, se obtienen las menores eficiencias de remoción en DQO soluble (del orden del 4%, fig A-2.13).

El reactor UASB3 mostró variaciones constantes en los STV medidos en el efluente; en la fig A-2.20, se observa este hecho. Las eficiencias de remoción en STV variaron entre el 10 al 40%, y en la **Tabla A-2.2** se reportan eficiencias de remoción en DQO_s entre 20 a 40%.

En la Figura A-2.28 puede apreciarse que es hasta el día 24 de operación que se empieza a generar biogás en el reactor 1. El volumen producido tuvo variaciones, pero el valor registrado con mayor frecuencia fue cercano a 200 ml/d. La **Tabla A-2.9** muestra que el contenido de metano registrado tuvo una tendencia a disminuir, ya que alrededor del día 30 se registra un contenido de metano del orden del 46%, pero a lo largo del estudio, se obtuvieron valores hasta del 7%. Por su parte, en el reactor UASB3 se observa que el día 25 de operación empieza a haber producción de biogás, esta producción se mantuvo entre 1 y 2 l/d (Figura A 2.29), pero al igual que el UASB1, el contenido de metano fue disminuyendo, pasando de valores de alrededor del 25% a valores de hasta el 2%. El comportamiento similar observado para ambos reactores se debe a los diferentes tipos de inhibición que se presentaron durante el periodo de estudio. La concentración de $N-NH_4^+$ medida en los efluentes de los reactores fue en promedio de alrededor de 1590 mg/l en el UASB1 y 1836 en el UASB3. Así mismo el contenido de sulfatos en los efluentes de los reactores 1 y 3 fue de 150 y 102 mg/l respectivamente (**Tabla A-2.7**).

Los sulfuros generados por la reducción de los sulfatos y degradación de proteínas dentro del sistema alcanzaron valores promedio de 47 mg/l para el reactor 1 y de 35 mg/l para el reactor 3 (**Tabla A-2.8**).

La **tabla A-2.14** muestra que el potencial de oxidación-reducción generado por las condiciones reductoras típicas de un ambiente anaerobio fue de -318 y -313 mV para los reactores 1 y 3 respectivamente, valores que se encuentran por arriba de -330 mV, valor especificado como óptimo en la digestión anaerobia.

A partir del día 73 de operación, se decidió diluir el lixiviado al 50% y se continuó con la adición de HCl para llevar el pH del lixiviado a un valor de 7.00. Las alfas de los efluentes de ambos reactores se mantuvieron arriba de 0.7, y las eficiencias de

remoción en DQO_T fueron del 31% en el UASB1 y 29% en el UASB3. Del día 78 al día 81 no se dispuso de lixiviado por lo que el reactor permaneció sin alimentación durante 4 días.

El día 82 se alimentó lixiviado diluído al 50% (DQO_T 6124 mg/l), pero debido a que el reactor había tenido un periodo sin alimentación, no pudo observarse el efecto de la dilución ya que las DQO_T medidas en los efluentes fueron mayores que las del influente.

A pesar de que desde el día 12 se adicionaron 0.1 mg/l de Mo y 1 mg/l de Cu, Co y Ni, en la **Tabla A-2.11** se observa que estos micronutrientes no se detectaron en los efluentes; lo que indica que fueron retenidos dentro de los sistemas. (Cabe mencionar que los resultados de metales reportados en el influente son previos a la adición de micronutrientes metálicos). En esta tabla se observa cómo la concentración de Fe en el influente es mucho mayor que en los efluentes, (solamente sale el 5% de lo que entra), el Calcio y Magnesio presentan el mismo fenómeno (día 18).

Por otro lado, la **Tabla A-2.12** de especiación de metales en el lodo muestra para el UASB1 que el Fe, Mg y Ca se acumularon en forma de carbonatos y sulfuros. Se determinó una concentración de 266 $\mu\text{g/g}$ de Fe en forma de carbonatos, 542 $\mu\text{g/g}$ de Fe en forma de sulfuros, 243 $\mu\text{g/g}$ de Mg como carbonatos, 107 $\mu\text{g/g}$ de magnesio en forma de sulfuros y 119 $\mu\text{g/g}$ de Mg en forma de metales intercambiables. La concentración de Calcio fue de 65 $\mu\text{g/g}$ en forma de carbonatos, 39 $\mu\text{g/g}$ en forma de sulfuros y 41 $\mu\text{g/g}$ en forma de metales intercambiables.

Comparando la tabla de especiación de metales del lodo inicial (**Tabla 5.3**) con la del lodo final para el Reactor 1 (**Tabla A-2.12**) se observa que el Ca y el Fe se acumularon fuertemente (en su forma total): 85% para el Ca y 634% para el Fe, por su parte el Zn se acumuló en un 168%, y el Plomo en 43%. También se puede observar que la cantidad de Co y Mo adicionada fue utilizada por

los microorganismos en un 100% y probablemente fue insuficiente. Al evacuar el lodo del reactor se observó una compactación de la cama, probablemente debida a los precipitados de Fe y Mg. El 60% de los SST fueron SSF.

En el reactor UASB3 se observó el mismo comportamiento. La **Tabla A-2.13** presenta la especiación en el lodo final en donde el Fe, Mg y Ca presentan altas concentraciones en forma de carbonatos y sulfuros (280 $\mu\text{g/g}$ de Fe como carbonatos, 686 $\mu\text{g/g}$ de Fe como sulfuros, 210 $\mu\text{g/g}$ de Mg en forma de carbonatos, 65 $\mu\text{g/g}$ de Mg en forma de sulfuros, 219 $\mu\text{g/g}$ de Mg en forma de metales intercambiables). El Hierro se acumuló en 750%, el Calcio en 69% y el Plomo en 24%; este último principalmente ligado a materia orgánica (17 $\mu\text{g/g}$) y como sulfuros (13 $\mu\text{g/g}$).

6.2 Lixiviado Santa Catarina

La operación de los reactores de Santa Catarina tuvo una duración de 89 días. Los resultados obtenidos se encuentran tabulados y graficados en el Apéndice 3.

El lixiviado alimentado a los reactores tenía un pH que variaba entre 6 y 6.6 unidades (Fig A-3.1) aunque en una ocasión llegó hasta 8.6. El día 5 se decidió adicionar al lixiviado un volumen conocido de H_3PO_4 , ya que este necesitaba 71 mg/l de P para satisfacer los requerimientos para que la relación DQO/P fuera de 400/1. La adición del ácido no modificó el valor de pH a la entrada. El pH de los efluentes de los reactores tuvo una tendencia a disminuir situándose para el UASB2 entre 7.5 a 6.6 (Fig A-3.2) y en el UASB4 de 7.5 a 6.1 (Fig A-3.3). El pH del efluente del reactor UASB2 mostró después del día 60 un fuerte incremento constante, hasta llegar a valores alrededor de 8. Esto corresponde a la fase en que se alimentó el lixiviado diluido (50 y 25%) con adición de 2 g/l de NaHCO_3 . El reactor UASB4 no presentó cambios debido a lo anterior (Fig A-3.3).

En general, los valores de pH encontrados en el efluente del reactor 2 superan a los del influente. Sin embargo el comportamiento del reactor 4 fue diferente; a partir del día 32 de operación los pHs de salida fueron menores a los de entrada, debido probablemente a que en este reactor se manejaron mayores cargas orgánicas (20 kg DQO m³d) y por tanto había una fuerte producción de ácidos volátiles.

La alcalinidad total para este lixiviado se encuentra graficada en la Fig A-3.4, en donde se aprecia que los valores de alcalinidades totales varían dentro del rango de 6000 a 24400 mg/l CaCO₃ siendo el valor promedio de 13450 mg/l. La alcalinidad debida a los bicarbonatos es mucho menor y no varía fuertemente, con un valor promedio de 1500 mg/l. En esta figura se aprecian bien las etapas en que se alimentó con lixiviado al 50% y posteriormente al 25%.

La alcalinidad de los efluentes se muestra en las figuras A-3.5 y A-3.6, para ambos reactores. La alcalinidad debida a bicarbonatos en el UASB2 durante los primeros 53 días fue de 2 000 a 5 000 mg/l de CaCO₃ y la alcalinidad total de 15 300 a 28 700 mg/l CaCO₃, mientras que en el reactor 4 se obtuvieron valores entre 960 a 4 500 mg/l para la alcalinidad medida a un pH de 5.75 y de 13 000 a 28 000 mg/l CaCO₃ como alcalinidad total (a un pH de 4.3). El incremento marcado en la alcalinidad total durante los días 43 a 55 corresponde a la adición de 4 g/l de NaHCO₃. Sin embargo, este incremento, contra lo esperado, no se refleja en la alcalinidad parcial de bicarbonatos (a pH 5.75) y la relación alfa permanece constante, salvo un punto aislado (Figs A-3.8 y A-3.9).

Como se observa, la alcalinidad debida a los bicarbonatos es una pequeña fracción de la alcalinidad total, y el alfa calculada para los reactores fue menor de 0.5. Este comportamiento es típico de una acumulación de ácidos volátiles; de hecho el día 47 se determinó la concentración de ácidos grasos volátiles, obteniendo 16 217 mg/l de ácido acético, 6 729 mg/l de ácido propiónico y 10 966 mg/l de ácido butírico. Por lo anterior, el día 43 se decidió

adicionar al lixiviado alimentado 4 g/l de NaHCO_3 y reducir el gasto de entrada en una tercera parte. Esta modificación tuvo una duración de 10 días, pero debido a que no se detectó un aumento en las alcalinidades debidas a los bicarbonatos y consecuentemente en las alfas, a partir del día 53 se decidió regresar al gasto original, adicionando únicamente 2 g/l NaHCO_3 y diluyendo el lixiviado al 50%. Esta modificación tuvo una duración de 18 días, del día 53 al día 71, y como puede observarse en la figura A-3.8, el alfa del reactor 2 tuvo una tendencia creciente durante ese periodo aunque se mantuvo en valores de 0.13 a 0.15 para el reactor UASB2. En la Fig A-3.9 se observa que esta modificación no tuvo ningún efecto sobre el reactor 4, ya que las alfas se mantienen en 0.07.

A partir del día 53, se decidió añadir micronutrientes al agua residual: Cu, Co y Ni 1 mg/l y Mo 0.1 mg/l, ya que estos estimulan la conversión de acetato a metano y dióxido de carbono (Kugelman 1971 citado por Stronach *et al.*, 1986) y la caracterización mostró su carencia (Tabla 5.6).

El día 72 se realizó una dilución más fuerte del lixiviado (25%), manteniendo 2 g/l NaHCO_3 . Es a partir de ese día que la alcalinidad total disminuye en el influente y se empiezan a observar cambios en las alcalinidades del efluente del reactor UASB2 al pasar de 1 500 a 5000 mg/l CaCO_3 (Fig A-3.5). En la Fig A-3.8 se observa claramente el incremento en el valor de alfa, pasando de 0.15 a 0.5, que indica la tendencia del sistema a estabilizarse; la alcalinidad debida a los bicarbonatos empieza a incrementarse, y con ello la capacidad buffer para neutralizar los ácidos formados en la etapa de hidrólisis y fermentación. Este incremento también se observó en el pH del efluente, al alcanzar valores de 8 (Fig A-3.2).

Sin embargo, en el reactor UASB4 no se observó un incremento apreciable en el valor de alfa (valores de 0.13, Fig A-3.9), lo que indica que a pesar de la elevada dilución realizada, había una

fuerte acumulación de ácidos debida a la alta carga orgánica (DQO_T de entrada aún muy elevada y tiempo de retención corto).

En las figuras A-3.10 y A-3.12 se encuentra graficada la DQO_T del influente y de los efluentes de los reactores. Como puede observarse, la DQO_T del lixiviado sin diluir variaba dentro del rango de 75 000 a 130 000 mg/l. Las fuertes variaciones en la cantidad de materia orgánica a la entrada pueden en parte explicar la acidificación presentada en ambos sistemas, ya que la etapa de hidrólisis y fermentación es más rápida que la metanogénesis. De esta forma, había una acumulación de ácidos grasos, lo que provocaba una inhibición en la producción de metano. Además, la DQO_T del influente variaba en cada lote recibido, y en ocasiones las DQO_T medidas a los efluentes fueron mayores, por lo que se obtienen eficiencias negativas. En general, para el reactor 2 se presentaron intervalos de DQO_T de 64000 hasta 146000 mg/l (Figura A-3.10) y para el reactor 4 de 60000 a 140000 mg/l .

La concentración de nitrógeno amoniacal en el influente hasta antes del día 73 tenía valores que variaban entre 1 400 a 3 150 mg/l. En los efluentes se obtenían concentraciones de 2 100 a 3 800 mg/l $N-NH_4^+$ en el reactor 2 y de 1 750 a 3 760 mg/l en el UASB4. Después de la dilución del lixiviado en 75%, la concentración de nitrógeno amoniacal de entrada a los reactores varió de 230 a 986 mg/l y en los efluentes de los reactores 2 y 4 se midieron concentraciones de 1 600 y 1 500 mg/l $N-NH_4^+$ respectivamente. La **Tabla A-3.7** muestra que se obtuvieron valores de $SO_4^{=}$ en promedio de 1577 mg/l para el R2 y de 1688 mg/l para el R4. Por otra parte, la cantidad de $S^{=}$ generados fue del orden de 4360 y 4333 mg/l para el UASB2 y UASB4 respectivamente hasta antes de la dilución. Posteriormente, al diluir el lixiviado al 25%, contrario a lo que se esperaba la cantidad de $S^{=}$ aumentó, siendo de 9200 mg/l en promedio para ambos reactores. Sin descartar un error analítico, la liberación de sulfuros pudo deberse a un cambio en el equilibrio químico que provocó la solubilización de los sulfuros previamente precipitados en el lodo. Las

concentraciones de nitrógeno amoniacal y sulfuros encontradas, muy probablemente contribuyeron a que se obtuvieran bajas eficiencias de remoción en materia orgánica.

La elevada concentración de sólidos totales a la entrada (82 300 mg/l en promedio) contribuyó a la inhibición que se tuvo en los sistemas, ya que de estos sólidos totales, el 40% estaban presentes como sólidos totales fijos, es decir materia inorgánica (32 900 mg/l). Las figuras A-3.20 y A-3.23 muestran como a lo largo del estudio, ambos reactores presentaron periodos con lavado de lodos, ya que los sólidos suspendidos totales así como los volátiles en el efluente eran mayores que en el influente.

En la **Tabla A-3.14**, se observa que el potencial de oxido-reducción generado dentro del sistema, practicamente no sufrió cambios con las diluciones aplicadas al lixiviado. En el reactor 2 se reporta un promedio de -335 mV y en el reactor 4 de -176 mV.

Al comparar las tablas de especiación de metales en el lodo inicial y final (**Tabla 4.3** con **Tablas A-3.12 y A-3.13**) se observa que los metales que se acumularon en forma de carbonatos, y sulfuros fueron el Fierro y el Calcio. En el reactor 2 el Fierro se acumuló en un 600%, el Calcio en un 580% y en el reactor 4 el Calcio se acumuló en un 430% y el Fierro en un 502%.

En el UASB2 la concentración de Fierro en forma de carbonatos en el lodo final fue de 310 $\mu\text{g/g}$ y 338 $\mu\text{g/g}$ en forma de sulfuros. La concentración de Calcio en forma de carbonatos fue de 137 $\mu\text{g/g}$ y en forma de sulfuros 364 $\mu\text{g/g}$ (**Tabla A-3.12**). En el UASB4 se midieron concentraciones de Fierro de 340 $\mu\text{g/g}$ en forma de carbonatos y de 181 $\mu\text{g/g}$ en forma de sulfuros; 161 $\mu\text{g/g}$ de Calcio en forma de Carbonatos, 21 $\mu\text{g/g}$ en forma de sulfuros y 269 $\mu\text{g/g}$ como metal intercambiable (**Tabla A-3.13**).

En forma similar al lodo de los reactores alimentados con el lixiviado de Santa Cruz Meyehualco, no se detectó Cobalto ni

Molibdeno. El Plomo estuvo presente en todas las formas, principalmente ligado a materia orgánica.

6.3 Lixiviado Prados de la Montaña

Los reactores que trataron el lixiviado de Prados de la Montaña operaron durante 68 días. El Apéndice 4 contiene las tablas y figuras en donde se presentan los resultados obtenidos en el estudio.

La figura A-4.1 muestra que en los primeros 10 días de operación el lixiviado presentaba un pH de alrededor de 7.2; a partir del día 11 se inició la adición de H_3PO_4 para tener una concentración de 6.10 mg/l de P en el agua residual alimentada y satisfacer la relación DQO/P de 400/1; además se adicionó HCl diluido (1:1) para conseguir un pH neutro a la entrada. Cabe señalar que del día 14 al día 19 los reactores no fueron alimentados, ya que no se disponía de lixiviado en el sitio.

El pH medido a los efluentes a partir del día 20, y previo a su control estricto desde el día 51, se situó en valores de 7.8 a 8.4 para el reactor 5 (Fig A-4.2); la Figura A-4.3 muestra como en el reactor 6 el pH tuvo cambios muy marcados, entre 7.1 a 8.4 unidades.

La alcalinidad total medida al influente tuvo valores entre 2000 a 10000 mg/l (Fig A-4.4). La tendencia de los resultados de alcalinidad efluente graficados para los reactores 5 y 6 (Figs A-4.5 y A-4.6) es muy similar a la del influente, por lo que no es posible distinguir un periodo de adaptación del inóculo al sustrato. La alcalinidad producida por los reactores fue de 3 a 5% mayor que la alcalinidad del lixiviado alimentado, por lo que el valor de pH superior a 7 registrado en los efluentes se debió principalmente a las elevadas concentraciones de $N-NH_4^+$, que fueron de 2053 mg/l para el UASB5 y 2442 mg/l para el reactor 6. Tales concentraciones resultan inhibitorias para los sistemas

metanogénicos (Kroiss 1985, citado por Switzenbaum 1990).

El intervalo de valores de alfa fue de 0.65 a 0.8 para el UASB5 y de 0.69 a 0.85 para el UASB6. Estos valores indican que había suficiente cantidad de bicarbonatos para neutralizar los ácidos formados durante la etapa de hidrólisis y fermentación.

El primer lote de lixiviado se recibió el día 26/nov/91 presentando una DQO_T de 2400 mg/l; con este valor se estimó el gasto de entrada para que los reactores operaran con cargas de 4 y 8 kg $DQO/m^3 \cdot d$. Sin embargo, la DQO_T de los lotes que se recibieron posteriormente tuvo un valor promedio de 7800 mg/l, por lo que la carga a la que se operaron realmente los reactores 5 y 6 fue de 13 y 26 kg $DQO/m^3 \cdot d$ respectivamente.

Las DQO_T obtenidas en los efluentes operando bajo estas cargas fueron de 7790 mg/l (en promedio) para el UASB5 (Fig A-4.10) y de 7450 mg/l para el UASB6 (Fig A-4.12). Se lograron eficiencias de remoción en DQO_T de 4 y 13% en los reactores 5 y 6 respectivamente.

La elevada concentración de $N-NH_4^+$ (entre 2000 a 2500 mg/l $N-NH_4^+$ en ambos reactores), aunados a las altas cargas manejadas, provocaron la inhibición de las bacterias, por lo que a pesar de tener alfas mayores de 0.7 que indican una cierta estabilidad del sistema, no se lograron obtener buenas eficiencias de remoción en materia orgánica. Esto explica que en las Tablas A-4.9 y A-4.10 presentadas en el Apéndice 4, el contenido de CH_4 en el biogás sea prácticamente nulo, menor del 1%.

La Fig A-4.14 muestra que los lotes de lixiviado alimentado variaron fuertemente en los diferentes muestreos; la concentración de ST en el influente de ambos reactores se situó dentro del intervalo de 16000 a 28000 mg/l. La eficiencia de remoción lograda en ambos reactores fue del 7%. En promedio, el 36% de

estos sólidos eran sólidos volátiles y el 64% fueron sólidos fijos.

Por su parte, la concentración de SST fluctuó de 1000 a 6000 mg/l en el influente. Se logró una eficiencia de remoción de 49 % para el reactor 5 y 19 % para el reactor 6. Es importante señalar que el 63% de los SST fueron SSF.

A partir del día 10 se adicionaron 1 mg/l de los micronutrientes metálicos Cu, Co y Ni y 0.1 mg/l de Mo ya que la ausencia de estos micronutrientes podría inhibir ciertos grupos bacterianos.

En la **Tabla A-4.11** se reportan algunas determinaciones de metales realizados durante el estudio; se observa que las concentraciones de los diferentes metales variaron en cada lote de lixiviados recibido (ver influente del día 26/II/91 y del día 21/01/92). Se observa (día 20) que en el caso del Fe y el Ca, las concentraciones medidas en los efluentes de ambos reactores son menores que las concentraciones medidas en el lixiviado alimentado. Además de que a pesar de estar adicionando Co, Mo y Cu estos no se detectan en los efluentes de los reactores, todo es retenido por el sistema.

Al comparar la tabla de especiación de metales del lodo inicial (**Tabla A-4.3**) con las **Tablas A-4.12 y A-4.13** del lodo final de los reactores 5 y 6 respectivamente, se observa que hubo una acumulación de Fe y Ca en el lodo, las concentraciones de Fe y Ca en forma de carbonatos y sulfuros se incrementaron. Se obtuvieron valores de 362 $\mu\text{g/g}$ de Fe en forma de carbonatos, 853 $\mu\text{g/g}$ de Fe en forma de sulfuros, 167 $\mu\text{g/g}$ de Ca en forma de carbonatos y 31 $\mu\text{g/g}$ de Ca en forma de sulfuros en el Reactor 5, mientras que en el UASB6 las cantidades fueron: 427 $\mu\text{g/g}$ de Fe en forma de carbonatos, 673 $\mu\text{g/g}$ de Fe en forma de sulfuros, 195 $\mu\text{g/g}$ de Ca en forma de carbonatos y 26 $\mu\text{g/g}$ de Ca en forma de sulfuros, además en este reactor se determinaron 167 $\mu\text{g/g}$ de Ca en forma de metales intercambiables.

El Plomo se presentó acumulado en cantidades importantes, principalmente ligado a materia orgánica. Cobalto y Molibdeno no se detectaron en los lodos, a pesar de adicionarse en forma externa.

El día 51 se decidió llevar el pH del lixiviado alimentado a valores de 6, con el fin de controlar la formación de amoniaco, desplazando el equilibrio $\text{NH}_4^+ \longleftrightarrow \text{NH}_3 + \text{H}^+$ hacia la izquierda (NH_4^+ menos inhibidor). Es por esto que las figuras de pH y alcalinidad muestran valores menores. El efluente obtenido del reactor UASB7 tuvo valores de pH dentro del intervalo de 6.7 a 7.4 (Fig 4.2) con alcalinidades totales de 1400 a 450 mg CaCO_3 /l.

En el UASB6 se observó que durante los primeros 8 días después del cambio, el pH del efluente toma valores cercanos a 7.00 y a partir del día 66 vuelve a incrementarse tomando valores muy cercanos a 8 (Fig A-4.3). La alcalinidad total se situó entre 1500 a 3500 mg/l CaCO_3 ; el alfa de ambos reactores se mantuvo entre 0.6 y 0.7.

Sin embargo, las eficiencias de remoción en DQO_t en el reactor 5 se mantuvieron iguales (5%, Fig A-4.10), mientras que en el reactor 6 se alcanzaron valores del 16%. La producción de biogás y el contenido de metano disminuyeron para ambos reactores (Figs 4.26 y 4.27).

Se determinó un aumento en los sulfuros medidos a los efluentes, 89 mg/l en promedio para el reactor 5 y 74 mg/l para el UASB6.

La Tabla A-4.14 muestra que en los reactores 5 y 6 se mantuvieron condiciones reductoras favorables para llevar a cabo la degradación anaerobia. Para el reactor 5 se tuvieron valores de -363 mV y para el reactor 6 de -352 mV.

CAPITULO 7

DISCUSION

7.1 Santa Cruz Meyehualco

En los reactores que trataron el lixiviado proveniente de Santa Cruz Meyehualco se pudo observar (**Figuras A-2.1 a A-2.3**) que desde el momento en que se llevó a cabo su arranque, los valores de pH del efluente superaron a los del influente. Siguiendo el avance de la alcalinidad debida a bicarbonatos (pH 5.75), se observa que se tienen valores estables a partir del día 40 y hasta el día 60 de operación para el reactor 1, lo cual indica que al inóculo le llevó un tiempo relativamente largo (aproximadamente 30 días) el adaptarse al sustrato (**Figura A-2.5**). Comportamiento similar se observa para el reactor 3, en donde puede apreciarse esta fase de adaptación a partir del día 37 y hasta el día 60 (**Figura A-2.6**), aunque este sistema no presentó periodos marcadamente estables en la alcalinidad.

La relación alfa entre alcalinidades, que indica el equilibrio entre los diversos grupos bacterianos (acidogénicos y metanogénicos) representa la capacidad buffer real del sistema, debida a bicarbonatos para neutralizar los AGVs formados, (Jenkins et al., 1991). Las **figuras A-2.10 y A-2.11** muestran que los valores de alfa obtenidos para ambos reactores se mantuvieron por arriba de 0.7, lo que indicaría una correcta respuesta del sistema. No obstante, las alcalinidades de influentes y efluentes de ambos reactores son muy similares (**Figuras A-2.7 y A-2.8**), lo que indica que ni se consumía ni se producía alcalinidad. Este hecho hace pensar que tanto la acidogénesis como la metanogénesis estaban inhibidas, lo que explicaría las bajas eficiencias de remoción en DQO obtenidas.

El incremento en valores de pH en un principio hizo pensar que se debía principalmente a la alcalinidad natural producida por este

tipo de sistemas; sin embargo con base en lo anteriormente expuesto se desprende el hecho de que los valores altos de pH registrados en el efluente de ambos reactores (entre 7.5 y 8.2 para el UASB 1 y entre 7 y 8.1 para el reactor UASB 3, **Figuras A-2.2 y A-2.3**), se debía principalmente a las elevadas concentraciones de nitrógeno amoniacal (de 1000 a 2400 mg/l en ambos reactores), uno de los constituyentes del lixiviado.

Aunque el nitrógeno amoniacal es un importante buffer en los procesos de digestión anaerobia, altas concentraciones (1500-3000 mg/l) tales como las registradas en estos sistemas (**Tabla 2.5**) inhiben directamente al proceso de la metanogénesis, pudiendo ser la principal causa de fallos operacionales (Stronach et al., 1988).

De tal forma los reactores se vieron inhibidos por las elevadas concentraciones de nitrógeno amoniacal asociadas con valores de pH cercanos a 8 en los efluentes. Esto se presentó a pesar de controlar a partir del día 11 de operación un pH neutro en el influente, intentando que el equilibrio $\text{NH}_4^+ \longleftrightarrow \text{NH}_3 + \text{H}^+$ se desplazara hacia la izquierda, por tener una especie menos inhibidora. Este hecho se refleja en las eficiencias de remoción en materia orgánica obtenidas. La eficiencia de remoción en DQO total para el reactor 1 varió dentro del intervalo del 7 al 29%, mientras que para el reactor 3 fue del 11 al 29%. No se observa una tendencia clara en las eficiencias obtenidas, debido principalmente a los cambios constantes en la DQOt del lixiviado alimentado, siendo el porcentaje de remoción muy bajo, lo cual confirma la inhibición antes mencionada.

Aunado al problema por nitrógeno, la inhibición del proceso puede también ser el resultado de la presencia de sulfatos y sulfuros a concentraciones inhibitorias. En efecto, el proceso de metanogénesis puede ser inhibido a concentraciones por arriba de 100 mg/l de sulfatos (Eckenfelder, 1989); así mismo se indica que cantidades entre 26-32 mg/l de sulfuros inhiben a las bacterias

acetoclásticas, las cuales son las responsables de convertir los productos de la hidrólisis y fermentación a acetato, principal precursor del metano. Por otro lado, es importante hacer notar que en la inhibición también influyeron las elevadas concentraciones de sólidos totales y sólidos totales fijos (entre 10500 a 29000 mg/l de sólidos totales y de 10000 a 18500 mg/l de sólidos totales fijos). Como puede observarse en la Tabla A-2.12, la gran acumulación de Fe, Ca, Zn, y Pb en los reactores que trataron el lixiviado de Santa Cruz Meyehualco también contribuyó a que las eficiencias de remoción en materia orgánica logradas en los reactores no fueran satisfactorias.

No obstante, el principal indicador sensitivo de que se presentó inhibición en ambos sistemas, fue la cantidad de metano producido (Tablas A-2.9 y A-2.10), el cual debería normalmente encontrarse en un rango de 0.30-0.35 l CH₄/g DQO removida (Anderson et al., 1984).

En el sistema se observaron condiciones oxido-reductoras no totalmente favorables, de -238 y -255 mV para los efluentes de los reactores 1 y 3 respectivamente. Se sabe que el proceso de metanogénesis actúa óptimamente a potenciales de oxido-reducción bajos, del orden de -330 mV (Guyot, 1990).

Debido a las bajas eficiencias de remoción en DQO obtenidas hasta ese momento, se decidió diluir el lixiviado al 50% (día 73). El efecto más notorio observado, fue el incremento en la eficiencia de remoción en DQO, ya que el día 77 se obtuvieron eficiencias del 31% en el UASB1 y del 29% en el UASB3 (Tabla A-2.3); sin embargo no pudo observarse claramente el efecto de la dilución puesto que el periodo en que no se dispuso de lixiviado para alimentar los reactores (día 78 al 81 de operación) estuvo muy cerca del final del estudio experimental.

Por otro lado como la concentración de nitrógeno amoniacal medida a los efluentes disminuyó (980 mg/l en el UASB1 y 1526 mg/l en el UASB3) y la concentración de sólidos se redujo a la mitad (12981 mg/l como sólidos totales) se puede decir que los reactores incrementaron su eficiencia de remoción en DQO total debido a la menor carga orgánica y a la limitación del efecto inhibitor del lixiviado bruto.

En el mismo sentido, Chian y De Walle (1976) incrementaron la eficiencia de remoción de la DQO desde prácticamente cero hasta un 90%, al diluir el lixiviado en un 50%. La carga orgánica, que era muy baja debido al alto tiempo de retención, pasó de 1.3 a 0.7 kg DQO/m³d.

Por otro lado, cuando incrementaron la carga a 13.5 kg DQO/m³d con el lixiviado diluido, la eficiencia de remoción cayó a un 50%. El lixiviado con que trabajaron estos autores tenía una DQO promedio de 54000 mg/l, Fe de 2200 mg/l y pH de 5.4.

En nuestro estudio, aún con la decisión de diluir el lixiviado, las cantidades de nitrógeno amoniacal encontradas en ambos reactores rebasaron los límites especificados por la literatura como tóxicos para la digestión anaerobia. Por otra parte, la cantidad de sulfatos y sulfuros se incrementaron a partir de la dilución, debido muy probablemente a la solubilización de estos últimos, ya que se encontraban como precipitados en el lodo.

Pudo observarse (Tabla A-2.4), que mientras los sólidos suspendidos totales y sólidos suspendidos fijos de los efluentes disminuyeron, los sólidos suspendidos volátiles presentaron un ligero incremento, esto indica que probablemente parte de la biomasa del sistema al no tratarse de un lodo granular sino mas bien flocculento, haya sido lavada del reactor. El motivo por el cual se explican algunas eficiencias de remoción negativas obtenidas, es el hecho de que se haya presentado lavado de lodos

al final del estudio en ambos reactores; las Figuras A-2.23 y A-2.26 muestran que los SST a la salida superan a los de entrada.

En la Tabla 2.11 se observa que no se detectaron en el efluente los micronutrientes (molibdeno, cobre, cobalto y níquel) que fueron adicionados a partir del día 12, esto indica que fueron retenidos dentro de los sistemas. La remoción también se observa para fierro, calcio y magnesio.

En la especiación de metales que se hizo al lodo final (Tabla 2.12) se muestra que para el reactor 1 se acumularon fuertemente el fierro, calcio y zinc, seguido del plomo y magnesio. En respuesta a la formación de precipitados formados por los cationes antes mencionados principalmente Fe, Ca y Mg, se observó que al evacuar el lodo del reactor se presentó una compactación de la cama. Es importante señalar que el 60% de los SST fueron SSF. En la Tabla 2.13 se puede observar que el reactor 3 presentó un comportamiento similar en cuanto a la acumulación de precipitados.

El que se presente una compactación de la cama de lodos y en presencia de una producción de gas muy limitada, trae como consecuencia la formación de canales que impiden una buena distribución del agua residual a tratar; esto hace que solamente una parte del agua esté en contacto con los microorganismos y por lo tanto sea susceptible a la degradación. Algo similar sucedió en el estudio realizado por Switzenbaum et al (1991), en donde al alimentar lixiviado al reactor, con incrementos de carga orgánica de 0.2 hasta 9 kg DQO/m³d, se tuvieron incrementos en los valores de sólidos fijos, determinándose una gran cantidad de carbonatos de fierro al realizar una especiación de metales en la cama de lodos del reactor, presentándose con ello obstrucción en las mangueras.

7.2 Santa Catarina

El estudio de tratabilidad anaerobia del lixiviado proveniente del tiradero de Santa Catarina, mostró que el pH de éste presentó valores ligeramente ácidos (**Figura A-3.1**); así mismo, el alfa reportada (**Figura A-3.7**) fue alrededor de 0.1. Estos valores indican que el lixiviado producido en este sitio de disposición final, estaba acidificado debido muy probablemente a que en el relleno sanitario se estaba llevando a cabo la etapa de hidrólisis y fermentación y por tanto hubo una importante concentración de AGVs producidos. La determinación de ácidos grasos volátiles realizada en el influente el día 47, ya mencionada en la parte de resultados, confirma lo anteriormente expuesto; aproximadamente el 40% de la DQO estaba en forma de AGV.

En reactores con flujo pistón como en este caso, el pH decrece inicialmente como resultado de la fermentación ácida, y luego se incrementa en la dirección del flujo debido a la remoción biológica de los AGV generados, formación de amonio y reducción de sulfatos; sin embargo, en estos sistemas no se logró aumentar significativamente el pH a lo largo del período, ni la relación alfa. Esto puede observarse en la **Figura A-3.2**, en donde se muestra cómo el pH medido en el efluente del reactor 2 se situó entre 7 y 7.4 los primeros días del estudio y se observa que desde el día 34 tiende a disminuir hasta alcanzar valores de 6.4 que se encuentra fuera del intervalo óptimo para la metanogénesis (6.8 a 7.2). Sin embargo, la **Figura A-3.8** muestra como la relación alfa desde el inicio presentó valores menores a 0.25 indicando con ello una fuerte acumulación de AGVs formados en el reactor UASB2.

Al existir una gran cantidad de ácidos grasos volátiles libres se ven afectados directamente los valores de pH y por tanto esto puede traer como consecuencia cambios en una serie de reacciones que dependen del valor del potencial de hidrógeno, entre ellas la solubilización de metales pesados.

En el estudio realizado por Wu et al (1988) manejando seis fases en el periodo de operación, se observa que en la fase en donde menor eficiencia de remoción en DQO se logró, fue aquella que presentó una alta concentración de AGVs (3300 mg/l) como resultado probablemente de una sobrecarga orgánica (6.5 Kg DQO/m³d).

Ante tal situación, en nuestro estudio experimental se decidió añadir 4 g/l de NaHCO₃ al influente (día 43), así como modificar el cambio de gasto de entrada reduciéndolo a la tercera parte del gasto original, para de esta forma favorecer las condiciones necesarias para un buen desarrollo de las bacterias anaerobias.

Ante tales cambios se observó un ligero incremento en el pH de salida, de 6.4 a 6.7 (días 50 a 55, Figura A-3.2); el alfa tuvo un muy pequeño incremento.

Con el fin de mejorar la operación, a partir del día 53 y hasta el día 72 se optó por volver al gasto original y con adiciones de NaHCO₃ de 2 g/l, pero se decidió diluir el lixiviado al 50%. Como respuesta a estas modificaciones operacionales se observó una mejoría en los valores de pH medidos al efluente, alcanzándose valores de 7.3; sin embargo, la relación alfa del reactor 2 aunque presentó una tendencia a aumentar, se mantuvo en valores relativamente bajos (0.13 a 0.15). Por otra parte, esta modificación no tuvo efectos en el reactor 4 (alfa = 0.07).

El día 72 se hizo una dilución más fuerte del lixiviado (25%) con la misma cantidad de bicarbonato adicionada. El pH medido al efluente del reactor UASB2 alcanzó valores por arriba de 8 y se empezaron a incrementar los valores de alcalinidad total y la relación alfa, llegando hasta 0.5.

La fuerte dilución y la adición de NaHCO₃ hicieron posible el aumento del alfa en el reactor 2, aunque un valor de 0.5 no indica

necesariamente que exista la suficiente cantidad de bicarbonatos para asegurar la estabilidad del sistema.

Las concentraciones de nitrógeno amoniacal medidas a los efluentes de los reactores 2 y 4 eran bastante altas hasta antes de las diluciones (Tabla A-3.5). Después de la dilución al 25%, la concentración de nitrógeno amoniacal en los efluentes de los reactores 2 y 4, varió de 230 a 986 mg/l y de 1600 a 1500 mg/l respectivamente.

Con la dilución también se consiguió bajar la concentración en DQO total de 111600 mg/l a 30200 mg/l, de sólidos totales de 97509 a 28172 mg/l (valores promedio). Sin embargo, las eficiencias de remoción en DQO total y la producción de biogás no experimentaron un incremento, lo cual sugiere que aún bajo estas condiciones se presentaba inhibición. De lo anterior se desprende que la carga de 4 kg/m³d resulta ser alta para tratar los lixiviados generados en Santa Catarina, pero eventualmente al disminuir la carga orgánica y realizar la dilución, la eficiencia de remoción podría aumentar.

Como ya fue mencionado, Chian y De Walle (1976) lograron incrementar la eficiencia en remoción de DQO drásticamente al diluir el lixiviado en un 50%. El lixiviado diluido de esos autores y el de Santa Catarina diluido al 75% son semejantes en DQO y en N-NH⁴, más no en pH. Es entonces posible relacionar la baja eficiencia lograda en Santa Catarina con el pH elevado (del orden de 8) y la concentración correspondiente de nitrógeno amoniacal en forma de amoniaco (NH₃), claramente tóxico a 200 mg/l. El equilibrio muestra que aproximadamente a 35°C, el 10% del ión amonio estará en forma de NH₃ a pH 8. Para la última etapa del estudio, con lixiviado diluido al 75%, esto correspondería a 160 mg NH₃/l.

Por su parte, Chan (1989) con un lixiviado joven de 1.5 años con características semejantes al utilizado por Chian y De Walle

**ESTA TESIS NO DEBE
SALIR DE LA BIBLIOTECA**

(1976), DQO = 54 800 mg/l, $N-NH_4^+$ = 1 720 mg/l, AGV = 36 140 mg/l y pH 5.5, logró eficiencias de remoción en DQO del 92% a cargas de 13 kg DQO/m³d, manejando una dilución del 50%. El lixiviado diluido de Chan era semejante al de Santa Catarina diluido al 75% y al de Chian y De Walle (1976) al 50%. Sin embargo, Chan (1989) también reporta pH de efluente del orden de 8, semejante a los obtenidos en Santa Catarina, por lo que la inhibición por amoníaco no es la única posible causa de las bajas eficiencias obtenidas; los sulfatos y los sulfuros presentes en el lixiviado bruto (2 921 mg/l y 4 316 mg/l) pudieron contribuir a ello.

Por otra parte, la elevada concentración de sólidos totales en el influente contribuyó a la inhibición antes mencionada, ya que el 40% de los sólidos totales estaba representado por los sólidos fijos, es decir materia inorgánica inhibidora a altas concentraciones. Otro hecho importante que se presentó durante el estudio fue el lavado de lodos en los reactores, pues las **figuras A-3.20 y A-3.23** muestran que los sólidos suspendidos totales en el efluente eran mayores que en el influente.

La **Tabla A-3.7** muestra que los sulfatos a la salida del UASB2 eran de 173 mg/l en promedio con una entrada de 730 mg/l con el lixiviado diluido al 25% (a partir del día 73). Los sulfuros a la entrada durante ese tiempo fueron de 1079 mg/l con 9140 mg/l a la salida. La cantidad de sulfuros generados por la reducción de sulfatos fue bastante alta, y a pesar de las diluciones manejadas, su cantidad no disminuyó sino que aumentó. Aparentemente, durante el tiempo de operación con el lixiviado diluido se solubilizaron algunos precipitados de sulfuros acumulados en los lodos a lo largo del estudio cuando se alimentó con lixiviado bruto. Esto dió por resultado un incremento notorio en la concentración de salida.

Tanto Chian y De Walle (1976) como Chan (1989) no reportan la concentración de sulfuros en sus influentes ni efluentes. Sin embargo, Chan (1989) encuentra con el lixiviado al 50%, una

concentración de 903 mg/l de sulfatos, con una eficiencia de remoción del anión del 95%. Bajo tales condiciones, es probable que los sulfuros se mantuvieran abajo de 1000 mg/l.

Por tanto, las excesivamente elevadas concentraciones de sulfuro encontradas pudieron ser la principal causa de inhibición del proceso metanogénico. Speece (1983) reporta concentración de H₂S (no disociado) de 150 mg/l como inhibitorio. En nuestro caso, a pesar de tener un pH relativamente alto (8), el equilibrio $H_2S \longleftrightarrow HS^- \longleftrightarrow S^{=}$ indica que a pH 8, aproximadamente un 5 a 8% del total de azufre reducido estará en forma no ionizada (H₂S). Esto significa para el lixiviado diluído al 25% y evacuado del reactor UASB2, una concentración de H₂S del orden de 450 a 720 mg/l, muy por arriba de la concentración inhibitoria.

Muy probablemente el efecto inhibitorio de los sulfuros provocó una reducción en la producción de metano (**Tabla A-3.9 y A-3.10**), incrementos en la concentración de AGVs (medidos indirectamente con la disminución del pH), disminución en la eficiencia de remoción de la DQO y poca estabilidad a sobrecargas. Esto se debe a que por lo menos dos etapas de la metanogénesis resultan inhibidas: primeramente inhibición de la metanogénesis debido a la competencia del hidrógeno por las bacterias sulfato-reductoras y secundariamente declinación de la población metanogénica debido a la directa inhibición de las funciones celulares por una concentración de sulfhídrico soluble mayor a 200 mg/l. El efecto combinado del H₂S y del NH₃ pudo ser la causa de las bajas eficiencias encontradas en el reactor UASB2 y más aún en el UASB4, operado a mayor carga.

En el reactor 4, que operó bajo una carga muy alta, de 19.6 kg DQO/m³d se efectuaron los cambios descritos anteriormente para el UASB2 pero no se consiguió que el sistema lograra recuperarse. La **Figura A-3.9** muestra, después del día 73, que el alfa empieza a incrementarse en forma muy lenta, y el valor máximo registrado el

día 88 fue de solo 0.13; es importante hacer notar que al sistema le tomó 15 días incrementar su valor de 0.08 a 0.13.

El operar el reactor UASB4 con una carga orgánica tan elevada y un tiempo de retención hidráulica relativamente corto (1.45 d) sugiere que el sistema siempre se encontró inhibido por acumulación de ácidos grasos volátiles, a pesar de que con la dilución (25%) disminuye la concentración de la materia orgánica, sólidos, nitrógeno amoniacal, sulfuros y otros compuestos inhibidores, como son los precipitados de metales pesados que se acumulan en la cama de lodos. El pH del efluente al final del estudio fue de 6.4 para el UASB4. A este valor, la inhibición sería preponderantemente debida al H_2S , ya que el NH_3 prácticamente no se presentaría como tal.

El día 11 se inició la adición de los micronutrientes de cobre, cobalto, molibdeno y níquel (1 mg/l de Cu, Co y Ni y 0.1 mg/l de Mo) con el propósito de satisfacer las necesidades de estos micronutrientes dentro del sistema y favorecer las condiciones de operación. La adición de estas cantidades de micronutrientes tuvo una duración de 42 días (del día 11 al día 53) sin conseguir un incremento en las eficiencias de remoción en DQO total y producción de biogás. A partir del día 54 se decidió duplicar la cantidad de micronutrientes en el influente (2 mg/l de Cu, Co, Ni y 0.2 mg/l de Mo), sin lograr mejorar las eficiencias a pesar de las diluciones efectuadas al lixiviado.

De la comparación de la tabla de especiación de metales del lodo final (Tablas A-3.12 y A-3.13) con la especiación del lodo inicial (Tabla 4.3) se observa que hubo acumulación de calcio y fierro en el reactor UASB2 y de calcio, fierro y plomo en el UASB4. El fierro se acumuló en un 634% y el calcio en un 85% en el UASB2. En el UASB4 el fierro se acumuló en un 750%, el calcio en 69% y el plomo en 24%.

Prácticamente en todos los estudios anaerobios sobre lixiviados se reporta la acumulación de metales dentro del sistema, ya sea tipo UASB o filtro anaerobio. El fierro, al estar siempre presente en concentraciones importantes (de 30 a 2200 mg/l en las referencias consultadas), se precipita en forma de sulfuros y carbonatos, lo que favorecen problemas de taponamiento, particularmente en reactores UASB. Adicionalmente, metales tóxicos como el plomo son eliminados por precipitación, lo que protege al proceso frente a estos inhibidores; sin embargo, los metales nutrientes también serían precipitados, evitando así su uso por los microorganismos, lo que redundaría en una inhibición.

La acumulación de estos metales precipitados dentro de la cama de lodos no necesariamente inhibió el proceso. Sin embargo, una disminución de pH puede favorecer la disolución de los precipitados de metales pesados y ocasionar repentinas inhibiciones (Chian y De Walle, 1976). En repetidas ocasiones se observó una DQO total en los efluentes mayor que en los influentes, aunque este hecho está asociado con los cambios en las características del lixiviado recibido en los diferentes muestreos.

7.3 Prados de la Montaña

Los reactores que trataron el lixiviado proveniente del Relleno Sanitario de Prados de la Montaña presentaron valores de pH alrededor de 7.2. A partir del día 11 de operación se adicionó HCl diluido para tener un pH neutro a la entrada. El pH medido al efluente se situó en valores de 7.8 a 8.3 en ambos reactores (antes del día 51).

La alcalinidad total medida a los efluentes de ambos reactores se incrementó únicamente en un 3 a 5%. Por lo que el aumento en los valores de pH mencionado anteriormente no se debe tanto a la alcalinidad natural producida por este tipo de sistemas, sino más bien a la cantidad de nitrógeno amoniacal generado (2 053 mg/l para el reactor 5 y 2 442 mg/l para el reactor 6).

En este estudio, las eficiencias de remoción en DQO total obtenidas después de efectuar las modificaciones al plan de trabajo original, fueron del 5 y 16% para los reactores 5 y 6. Estos valores de eficiencia tan bajos, se atribuyen a las altas cargas orgánicas manejadas así como a la presencia de cantidades sustancialmente elevadas de nitrógeno amoniacal dentro de los reactores, como fue mencionado anteriormente. De lo señalado previamente para Santa Catarina, la concentración no ionizada (NH_3) correspondiente se sitúa alrededor de 200 mg/l, valor inhibitorio.

El lixiviado con que trabajaron Switzenbaum *et al* (1991) tenía DQO similar al de Prados de la Montaña (1 800 a 10 000 mg/l). Se reporta que a una carga de 9 kg DQO/ m³d se abatió fuertemente la eficiencia de remoción en DQO hasta 10%, al operar el reactor a un pH de 8, valor obtenido en Prados de la Montaña.

El intervalo de valores de alfa fue de 0.65 a 0.8 para el reactor 5 y de 0.69 a 0.76 para el reactor 6, lo cual indica que la proporción de alcalinidad debida a bicarbonatos era suficiente para mantener la estabilidad del sistema.

Después de llevar el pH del lixiviado hasta un valor de 6 adicionando HCl (día 52), se consiguió disminuir el pH en la salida de los reactores a valores entre 7.3 y 7.4 en el reactor 5. En el reactor 6 se obtuvieron valores entre 6.76 a 7.38 durante ocho días y después se regresó a valores entre 7.93 y 7.95 (días 66 y 67, **Figura A-4.3**). Por otra parte, los valores de alfa disminuyeron situándose entre 0.65 y 0.67 en ambos reactores. Sin embargo, el aumento de pH no se logró controlar debido a la formación de nitrógeno amoniacal.

El hecho de haberse presentado una inhibición en estos reactores, trajo como consecuencia una reducción en la producción de metano, ya que como se observa en las **Tablas A-4.9 y A- 4.10**, el contenido de metano en el biogás es prácticamente nulo (<1%). Así mismo, es importante resaltar que de la concentración de sólidos totales (entre 16 000 a 28 000 mg/l) solo el 36% fueron sólidos totales volátiles (materia orgánica) y el 64% restante materia inorgánica ó sólidos totales fijos.

La especiación de metales realizada al lodo final indica que el fierro y calcio se acumularon en forma de carbonatos y sulfuros. Como se mencionó, desde el día 10 se adicionaron los micronutrientes de Co, Ni y Ca a 1 mg/l, y Mo a 0.1 mg/l. En la **Tabla A-4.11** se observa que en los efluentes no se encontraron estos metales, lo que indica que fueron utilizados o simplemente retenidos dentro del sistema.

CAPITULO 8 CONCLUSIONES

En general, los reactores anaerobios operados en este trabajo, podrían mejorar sus eficiencias de remoción en DQOt al efectuar una dilución del lixiviado, ya que disminuiría la concentración de DQOt, la cantidad de nitrógeno amoniacal, y la concentración de sólidos totales y fijos. Es indispensable mantener el pH del lixiviado alimentado muy cercano al neutro para evitar la formación de nitrógeno amoniacal no disociado (NH_3), por lo que será necesario adicionar ácido clorhídrico (no sulfúrico). Es importante señalar que con la neutralización del lixiviado, hay un desprendimiento fuerte de gases (y mal olor) así como la formación de grandes cantidades de espuma (reacción de neutralización efervescente por la liberación de CO_2). El lixiviado de Santa Cruz Meyehualco tiene deficiencia de fósforo y de los micronutrientes metálicos cobalto, molibdeno, níquel y cobre. Una dilución del 50% asociada con un pH de salida de 7 pueden ser las condiciones que lleven a una adecuada remoción de materia orgánica para este lixiviado.

En el tratamiento del lixiviado de Santa Catarina, no se lograron obtener resultados satisfactorios debido a la inhibición causada por diferentes factores: la elevada concentración de materia orgánica (DQO), que provocaba la acumulación de ácidos grasos volátiles (acidificación de los reactores), la formación de nitrógeno amoniacal (a pesar de tener valores de pH bajos en el lixiviado) y la alta concentración de sulfatos que produce una importante cantidad de sulfuros. En este caso, un pH neutro o ligeramente bajo favorecerá la presencia de H_2S disuelto, inhibidor de la metanogénesis.

El realizar diluciones al lixiviado, permitió observar que el reactor que trabajó con la carga menor ($4 \text{ kg DQO/m}^3\text{d}$) tuvo una tendencia a recuperarse (con diluciones del 25%), pero esta carga resultó ser alta para lograr remover la DQOt del lixiviado que a pesar de la dilución mantenía valores elevados.

Para el tratamiento de este lixiviado será necesario disminuir la carga orgánica volumétrica (aumentar el tiempo de retención hidráulica). Adicionalmente, la dilución del lixiviado es indispensable. Con objeto de limitar la inhibición de sulfuros, particularmente importante en este lixiviado, se considera que un pH entre 7.2 y 7.8, asociado con una dilución de alrededor de un 25%, pueden ser las condiciones adecuadas para el tratamiento anaerobio de este complejo lixiviado.

El lixiviado del relleno sanitario de Prados de la Montaña no logró porcentajes de remoción elevados. La prueba mostró que existe una inhibición probablemente debida a la formación de amoníaco. Las altas cargas orgánicas empleadas en el tratamiento de este lixiviado constituyeron un problema adicional en su tratamiento.

Sin necesidad de diluir, utilizando cargas orgánicas volumétricas menores y controlando el pH (y por lo tanto los equilibrios $\text{NH}_4^+ \rightleftharpoons \text{NH}_3 + \text{H}^+$), este lixiviado podría tratarse de manera eficiente por vía anaerobia, aunque limitado sólo a la fracción biodegradable, que aparentemente se sitúa en un 50%.

El tratamiento de los tres lixiviados con reactores operando en continuo permitió observar que la acumulación de metales en el lodo (Fe, Ca, Mg y Pb) fue muy elevada. Esto puede traer problemas de taponamiento en los reactores y eventualmente la inhibición de los microorganismos por la alta concentración de metales, que pueden solubilizarse ante cambios en el pH. Por lo anterior, es recomendable dar un pretratamiento fisicoquímico que reduzca su concentración, seguido de una dilución. Esto es particularmente necesario para Santa Catarina y Santa Cruz Meyehualco.

CAPITULO 9
BIBLIOGRAFIA

- Anderson G.K, McKeown B., Donnelly B. (1984) "The application of anaerobic packed-bed reactors to industrial waste-water treatment" Wat. Pollut. Control 491-496.

- APHA, AWWA, WPCF (1980) " Standard Methods for the examination of Water and Wastewater" 15 Edition, 1134 pp.

- Balch W.E., Fox G.E., Magrum L.J. Woese C.R., Wolfe R.S. (1979) "Methanogens: reevaluation of a unique biological granular sludge at low substrate concentracions" App. Microbiol. Biotechnol. 22, 71-81.

- Boyle W.C., Ham R.K., (1974) "Biological treatability of landfill leachate" Journal WPCF, 46, 5, 860-872 pp.

- Boyle W.C., Ham R.K., (1974) "Chemical treatment of leachates from sanitary landfills" Journal WPCF, 46, 7, 1776 -1791 pp.

- Chang, J.(1989) " Treatment of Landfill leachate with an upflow anaerobic reactor combining a sludge bed and a filter" Wat. Sci. Tech., 21, 133-143 pp.

- Chian S.K.E., (1976) "Stability of organic matter in landfill leachates" Water Research, 11, 225-232 pp..

- Chian S.K.E., Dewalle B.F. (1976) "Sanitary landfill leachates and their treatment". Journal of the Environmental engineering division. 411 - 431 pp.

- Chian S.K.E., Dewalle B.F. (1974) "Characterization and treatment of leachates generated from landfills" American Institute of Chemical Engineers, 71, 145, 319-325 pp.

- Chian S.K.E., De Walle F.B. (1976) "Treatment of high strength acidic wastewater with a completely mixed anaerobic filter" Water Research, 11, 295-304.

- Cuervo F.H. (1988) "Generalidades sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales" Manual del curso tratamiento anaeróbico de aguas residuales-microbiología y bioquímica. Medellin Colombia.
- Eckenfelder, W.W. (1989) "Manual of treatment processes" Stanford Conn Environmental, Science Services.
- Eckenfelder, W.W, Patoczka J.B, Pulliam G. W. (19) "Anaerobic versus aerobic treatment in the U.S.A" 105-114 pp.
- Forster C.G. (1983) " The potencial of anaerobic digestion for treating liquid wastes" Wat. Pollut Control, 484-490.
- Guyot, J.P. (1990) "Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios" Memorias de las conferencias sobre tratamientos anaerobios de aguas residuales en América Latina. UNAM, México. 83 - 95 pp.
- Henry, J.G., Prasad D., Sidhwa R., Hilgerdernaar M. (1982) "Treatment of lanfill leachate by anaerobic filter: Part I: Laboratory studies" Water Poll. Res. J. Canada, 17, 37-45 pp.
- Henry, J.G., Prasad D., Scarcellod J., Hilgerdernaar M. (1983) "Treatment of lanfill leachate by anaerobic filter: Part II: Pilot studies" Water Poll. Res. J. Canada, 18, 45-56 pp.
- Hernández, M.A.(1990). "Depuración de Aguas Residuales" Colegio de Ingenieros de caminos, canales y puertos. Servicio de publicaciones de la escuela de ingenieros de caminos de Madrid.
- Hugante R.E. (1969) "A roll-tube method for the cultivation of strict anaerobes" 117-132 en: J.R. Norris and D.W. Ribbons (Ed.) Methods in Microbiology 3B. Academic Press. Inc. New York.

- Idzorek R.M., Ferguson F.J. (1990) "Anaerobic Pretreatment of a landfill leachate for metals and organics removal" Environmental Engineering, ASCE, 552-559 pp.
- Iza L.J., (1988) Control de reactores anaerobios: parámetros y procedimientos. En "4o.Seminario Depuración anaerobia de Aguas Residuales".Universidad de Valladolid, España. 111-138 pp.
- Jenkins, S.R., Morgan M. J., Zhang X. (1991) "Measuring the usable carbonate alkalinity of operating anaerobic digesters" Research Journal WPCF 63, 1, 28-34 pp.
- Johansen O.J., Carlson D.A. (1976) "Characterization of sanitary landfill leachates" Water Research, 10, 1129-1134 pp.
- Kennedy J.K., Hamoda M:F., Guiot S.G. (1988) "Anaerobic treatment of leachate using fixed film and sludge bed systems" Journal WCPF, 60, 9, 1675-1683 pp.
- Lettinga G., (19) " Anaerobic waste water treatment using the UASB-treatment process " Department of water pollution control.
- Lin C.Y., (1991) "Anaerobic digestion of landfill leachate" Water SA, 17,4, 310 - 306 pp.
- Mansur, A. M, (1985). "Tratamiento de aguas residuales en reactores anaeróbicos, de flujo ascendente, en manto de lodos" Lima OPS/CEPIS, 19 pp.
- Martínez, P.,(1973) "La contaminación ambiental y los desechos sólidos municipales" Memoria 1 reunión nacional sobre problemas de contaminación ambiental. 97-106 pp.
- Mennerich, A., Albers, H.(1990) "Anaerobic pre-treatment of high concentrated landfill leachates" Technical University of Braunschweig, Report West Germany. 12 pp.

- Moreno R.G. (1991) "Tratamiento anaerobio de aguas residuales" Primer diplomado internacional de química ambiental del agua. UNAM, México 1- 39 pp.
- Noyola R. A. (1991) "Tratamiento anaerobio de aguas residuales: Una experiencia de adaptación de tecnología en México". Memorias de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina. UNAM México D.F 337 - 358 pp.
- Noyola R. A. (1991) "Tratamiento anaerobio de aguas residuales" Primer diplomado internacional de química ambiental del agua. UNAM, México.
- Palit T., Qasim S.R., (1977) "Biological treatment kinetics of landfill leachate" Journal of the Environmental engineering division. 353 - 365 pp.
- Pavlostathis and E. Giraldo-Gómez (1991) "Kinetics of Anaerobic Treatment" Wat. Sci. Tech. Vol. 24 No.8 35-59 pp.
- Pohland G.F., Harper R.S. (1986) "Critical Review and summary of leachate and gas production from landfills" Environmental Protection Hazardous Waste Engineering Research Laboratory Office of Research and Development U.S. Agency Cincinnati. 5, 14-20 pp.
- Rees J.F. (1985) Landfills for Treatment of Solids Waste En "Comprehensive Biotechnology, the principles, applications and regulations of biotechnology in industry, agriculture and medicine" 4, Ed. Robinson C.W., John A. H., pp 1071-1076.
- Riosvelasco P., Bárcenas R.H. (1989) "Disposición final de desechos sólidos" Ingeniería Civil, 258, 18 - 21 pp
- Robinson H.D., Maris P.J. (1979) "Leachate from domestic waste: generation, composition, and treatment. A review" Water Research Centre, Technical Report TR108.

GLOSARIO.

Acetogénesis	Etapa durante la cual, ciertos compuestos de fermentación son convertidos en acetato, hidrógeno y dióxido de carbono por un grupo de bacterias denominadas bacterias acetogénicas productoras obligatorias de hidrógeno.
AGV	Acidos grasos volátiles de bajo peso molecular: acético, propiónico, n e iso-butírico y n e iso-valérico.
Biogás	Subproducto principal de la digestión anaerobia, compuesto por metano y CO ₂ principalmente.
Carga orgánica	Parámetro que refleja la capacidad de un tanque en remover materia orgánica, siendo los kg de DQO por m ³ por día.
DBOs	Demanda bioquímica de oxígeno. Medida del oxígeno requerido para oxidar la materia orgánica, en presencia de microorganismos capaces de efectuar la oxidación, por un período de 5 días de incubación.
DQO	Demanda química de oxígeno. Parámetro que mide el oxígeno equivalente del contenido de materia orgánica en una muestra de agua, que es susceptible de oxidarse mediante la presencia de un agente químico oxidante fuerte. Cuando la muestra a la que se le determina la DQO, se hace pasar a través de un filtro de fibra de vidrio se le llama DQO soluble (DQOs); cuando no se filtra se le llama DQO total (DQOt).

IVL	Indice volumétrico de lodos. Parámetro que se utiliza para conocer las características de sedimentabilidad de un lodo.
Lixiviado	Líquido que es infiltrado a través de los desechos sólidos y que ha extraído el material disuelto y suspendido de este.
Metanogénesis	Proceso de transformación de la materia orgánica a metano.
OHPA	Bacterias acetogénicas productoras obligatorias de hidrógeno (obligate hydrogen producing acetogen).
Proceso aerobio	Proceso biológico en presencia de oxígeno, donde la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en tanques o reactores obteniendo así la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales.
Proceso anaerobio	Proceso biológico en ausencia de oxígeno, donde la materia orgánica contaminante es utilizada como alimento por los microorganismos presentes en tanques o reactores obteniendo así la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales.
Relleno sanitario	Método de ingeniería para la disposición final de los desechos sólidos (basura).
Sólidos	Los sólidos se refieren a la materia suspendida o disuelta en un agua o agua residual.

ST	Sólidos totales, término aplicado al residuo material que queda después de una evaporación y subsecuente secado a una temperatura definida.
SST	Sólido suspendido total, porción de los sólidos totales retenidos por un filtro.
SDT	Sólido disuelto total, porción de los sólidos totales que pasan a través de un filtro.
SF	Sólido fijo, término aplicado al residuo sólido del total (sólido total fijo "STF"), suspendido (sólido suspendido fijo "SSF") o disuelto (sólido disuelto fijo "SDF") después de una ignición por un tiempo y temperatura específica.
SV	Sólido volátil, fracción orgánica total (sólido total volátil "STV"), suspendida (sólido suspendido volátil "SSV") o disuelta (sólido disuelto volátil "SDV") que es oxidada y expulsada como gas después de la ignición a 600°C.
TOC	Carbono orgánico total, parámetro que mide la cantidad de materia orgánica presente en el agua, especialmente aplicable a pequeñas concentraciones de materia orgánica.
UASB	Reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos (Upflow Anaerobic Sludge Blanket).
UASB/FA	Reactor híbrido, reactor anaerobio de flujo ascendente y lecho de lodos combinado con un filtro anaerobio.

APENDICE 1

CONDICIONES DE OPERACION, MODIFICACIONES REALIZADAS

DURANTE EL ESTUDIO Y DIAS EN QUE NO SE DISPUSO

DE LIXIVIADO PARA ALIMENTAR LOS REACTORES DE:

SANTA CRUZ MEYEHUALCO

SANTA CATARINA

PRADOS DE LA MONTAÑA

CONDICIONES DE OPERACION DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

LIXIVIADO	Número de Reactor	Volumen de lodo inoculado (litros)	Carga Orgánica volumétrica (kg DQO/m ³ d)	TRH (días)
SANTA CRUZ MEYEHUALCO	1	3	4	3
	3	3	12	1

MODIFICACIONES REALIZADAS DURANTE EL ESTUDIO

LIXIVIADO	MODIFICACION	Duración de la modificación	Duración (días)
SANTA CRUZ MEYEHUALCO	Adición de H ₃ PO ₄ (31 mg/l de P)	A partir del día 6	84
	Adición de HCl (1:1) hasta pH 7	Desde el día 11	79
	Adición de metales (1 mg/l de Cu, Co, Ni y 0.1 mg/l de ...)	A partir del día 12	78
	Dilución del lixiviado al 50% y adición de HCl 1:1 hasta pH 7	Desde el día 74 en adelante	16

DIAS EN QUE NO SE DISPUSO DE LIXIVIADO PARA ALIMENTAR LOS REACTORES

Día	Fecha	Duración (días)
69	17/01/92	1
78-81	26 al 29/01/92	4
86	03/02/92	1
90	07/02/92	1

CONDICIONES DE OPERACION DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

LIXIVIADO	Número de Reactor	Volumen de lodo inoculado (litros)	Carga Orgánica volumétrica (kg DQO/m ³ d)	TRH (días)
SANTA CATARINA	2	1	4	7
	4	1	20	1.45

MODIFICACIONES REALIZADAS DURANTE EL ESTUDIO

LIXIVIADO	MODIFICACION	Duración de la modificación	Duración (días)
SANTA CATARINA	Adición de H ₃ PO ₄ (71 mg/l de P)	Desde el día 5 en adelante	85
	Adición de metales (1 mg/l de Cu, Co, Ni y 0.1 mg/l de M)	Desde el día 11	42
	Cambio de gasto (0.6 de Q inicial) y adición de NaHCO ₃ (4 g/l)	Del día 43 al 53	10
	Cambio de gasto y adición de NaHCO ₃ (2 g/l)	Desde el día 54 en adelante	36
	Dilución del lixiviado al 50%	Del día 54 al 71	17
	Adición de metales (2 mg/l de Cu, Co, Ni y 0.2 mg/l de Mo)	Desde el día 54 en adelante	36
	Dilución del lixiviado al 25%	Desde el día 72 en adelante	27

CONDICIONES DE OPERACION DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

LIXIVIADO	Número de Reactor	Volumen de lodo inoculado (litros)	Carga Orgánica volumétrica (kg DQO/m ³ d)	TRH (días)
PRADOS DE LA MONTAÑA	5	1	4 - 13	0.61
	6	1	8 - 26	0.30

MODIFICACIONES REALIZADAS DURANTE EL ESTUDIO

LIXIVIADO	MODIFICACION	Duración de la modificación	Duración (días)
PRADOS DE LA MONTAÑA	Adición de H ₃ PO ₄ (6 mg/l de P)	Desde el día 10 hasta el día 50	40
	Adición de metales (1 mg/l de Cu, Co, Ni y 0.1 mg/l de ...)		
	Adición de HCl hasta pH 7		
	Disminución de pH hasta 6 con HCl 1:1	Desde el día 51 en adelante	17

DIAS EN QUE NO SE DISPUSO DE LIXIVIADO PARA ALIMENTAR LOS REACTORES

Día	Fecha	Duración (días)
14 al 19	Del 15 al 20/12/91	6
36	6/01/92	1
40	10/01/92	1
54	24/01/92	1
60 al 65	Del 30/01/92 al 04/02/92	6
68	07/02/92	1

NOTA: Las figuras presentadas para los reactores 5 y 6 muestran que las cargas orgánicas volumétricas son de 4 y 18 kg DQO/m³.d aunque debido a los cambios en las características de cada lote de lixiviado recibido se operaron a 13 y 26 kg DQO/m³.d

APENDICE 2

TABLAS Y FIGURAS DE RESULTADOS

SANTA CRUZ MEYEHUALCO

TABLA 2.1 pH, ALCALINIDAD Y FACTOR ALFA EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	INFLUENTE	INFLUENTE	INFLUENTE	INF.S.CRUZ	EFLUENT.R1	EFLUENT.R1	EFLUENT.R1	EFLUENT.R1	EFLUENT.R3	EFLUENT.R3	EFLUENT.R3	EFLUENT.R3
		pH	ALC.± 5.75	ALC.± 4.3	ALFA	pH	ALC.± 5.75	ALC.± 4.3	ALFA	pH	ALC.± 5.75	ALC.± 4.3	ALFA
1	09/11/91	7.82	5960.32	7375.36	0.81	8.44	5059.84	5692.32	0.89	8.24	4974.08	5938.88	0.84
4	12/11/91	8.28	5917.44	7118.08	0.83	8.35	5059.84	6110.40	0.83	8.31	5317.12	6496.32	0.82
5	13/11/91	8.25	6517.76	7696.96	0.85	8.35	4952.64	6260.48	0.79	8.17	5992.48	7396.80	0.81
6	14/11/91	7.84	4888.32	6903.68	0.71	8.46	5038.40	6667.84	0.76	8.34	5295.68	7182.40	0.74
7	15/11/91	8.18	5365.68	7015.20	0.76	8.33	5356.20	6939.36	0.77	8.10	5403.60	7128.96	0.76
8	16/11/91	8.12	6313.68	7688.28	0.82	8.63	5839.68	7053.12	0.83	8.55	5744.88	7110.00	0.81
10	18/11/91	8.28	6863.52	8740.56	0.79	8.58	5147.64	7015.20	0.73	8.13	5953.44	7413.36	0.80
11	19/11/91	7.12	6086.16	7612.44	0.80		6313.68	7261.68	0.87		7166.88	8569.92	0.84
12	20/11/91	7.48	7118.08	9133.44	0.78	8.49	5938.88	7311.04	0.81	8.14	6667.84	8147.20	0.82
13	21/11/91	7.69	8447.36	9926.72	0.85	8.55	5756.64	7557.60	0.76	7.92	6871.52	9004.80	0.76
14	22/11/91	7.58	7761.28	10398.40	0.75	8.22	5896.00	7997.12	0.74	7.76	6968.00	9433.60	0.74
15	23/11/91	7.65	5681.60	7772.00	0.73	7.72	7696.96	10387.68	0.74	8.12	7332.48	9669.44	0.76
17	25/11/91	7.77	5424.32	7332.48	0.74	8.10	6560.64	8726.08	0.75	7.98	5660.16	7268.16	0.78
18	26/11/91	7.80	5853.12	8254.40	0.71	8.15	6110.40	8082.88	0.76	8.14	5917.44	7568.32	0.78
19	27/11/91	7.23	4532.52	6692.88	0.68	8.06	5824.50	8048.40	0.72	7.68	5655.06	8048.40	0.70
20	28/11/91	6.91	4447.80	6057.48	0.73	7.75	6290.46	8196.66	0.77	7.45	6417.54	8260.20	0.78
21	29/11/91	7.02	3974.88	5718.96	0.70	7.70	5860.92	7949.76	0.74	7.39	5718.96	7807.80	0.73
22	30/11/91	6.77	5475.60	7199.40	0.76	7.55	5739.24	7463.04	0.77	7.31	5333.64	7057.44	0.76
23	02/12/91	7.23	5313.36	9369.36	0.57	7.84	6925.62	8700.12	0.80	7.49	7625.28	9318.66	0.82
24	03/12/91	7.35	7158.84	9217.26	0.78	7.82	7615.14	8943.48	0.85	7.77	7868.64	9501.18	0.83
25	04/12/91	7.19	6692.40	8760.96	0.76	7.95	7290.66	8852.22	0.82	7.85	7300.80	9146.28	0.80
26	05/12/91	7.60	7689.97	9280.62	0.83	7.92	7569.30	9500.02	0.80	7.87	8095.86	9697.48	0.83
27	06/12/91	6.34	9039.28	12703.26		7.98	6801.40	8786.97	0.77	7.81	6494.24	8413.99	0.77
30	09/12/91	7.25	7415.72	9675.54	0.77	8.12				7.46	5879.92	8600.48	0.68
31	10/12/91	7.31	7898.40	10300.83	0.77	8.05	6582.00	8754.06	0.75	7.63	6505.21	8940.55	0.73
32	11/12/91	7.41	5392.80	7434.36	0.73		5720.22	7713.63	0.74		5758.74	8108.46	0.71
33	12/12/91	6.89	5315.76	7626.96	0.70	7.99	5373.54	7511.40	0.72	7.39	5277.24	7492.14	0.70
34	13/12/91	7.35	5065.38	7280.28	0.70	8.15	5383.17	7318.80	0.74	7.50	5103.90	7569.18	0.67

TABLA 2.1 pH, ALCALINIDAD Y FACTOR ALFA EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	INFLUENTE pH	INFLUENTE ALC. a 5.75	INFLUENTE ALC. a 4.3	INF.S.CRUZ ALFA	EFLUENT.R1 pH	EFLUENT.R1 ALC. a 5.75	EFLUENT.R1 ALC. a 4.3	EFLUENT.R1 ALFA	EFLUENT.R3 pH	EFLUENT.R3 ALC. a 5.75	EFLUENT.R3 ALC. a 4.3	EFLUENT.R3 ALFA
35	14/12/91	7.45	5373.54	7405.47	0.73	8.30	5556.51	7280.28	0.76	7.71	5450.58	7626.96	0.71
37	16/12/91	6.66	2214.90	3543.84	0.63	8.04	5084.64	6818.04	0.75	7.07	3986.82	5623.92	0.71
38	17/12/91	6.73	2311.20	4073.49	0.57	8.15	5103.90	6606.18	0.77	7.11	3139.38	4651.29	0.67
39	18/12/91	6.70	3001.44	4968.60	0.60	8.15	5374.20	6732.96	0.80	7.03	2798.64	4116.84	0.68
40	19/12/91	6.15	3447.60	5313.36	0.65	7.79	4299.36	6002.88	0.72	7.90	3954.60	5678.40	0.70
42	21/12/91	7.02	4786.08	6874.92	0.70	7.67	4025.58	5982.60	0.67	7.41	4066.14	5860.92	0.69
44	23/12/91	6.92	3812.64	5718.96	0.67	8.00	4289.22	5860.92	0.73	7.22	4664.40	6550.44	0.71
45	24/12/91	7.02	3954.60	6104.28	0.65	7.95	4015.44	5901.48	0.68	7.36	4157.40	7037.16	
47	26/12/91	7.42	7060.00	9000.00	0.78	7.97	4420.00	6220.00	0.71	7.74	4840.00	6600.00	0.73
48	27/12/91	6.86	4161.50	6211.50	0.67	8.13	4346.00	6109.00	0.71	7.58	5924.50	7933.50	0.75
49	28/12/91	6.80	3167.25	4858.50	0.65	8.15	4223.00	6037.25	0.70	7.58	4633.00	6703.50	0.69
51	30/12/91	7.02	3567.00	4797.00	0.74	8.21	4510.00	6006.50	0.75	7.85	3936.00	5719.50	0.69
52	31/12/91	6.90	4120.50	6273.00	0.66	7.66	4141.00	5596.50	0.74	7.32	3341.50	4961.00	0.67
54	02/01/92	7.15	5431.27	7693.45	0.71	7.44	4259.42	5849.06	0.73	7.15	3016.24	4585.50	0.66
55	03/01/92	6.97	4687.40	10740.26		7.69	4218.66			7.60	4891.20	8661.50	
56	04/01/92	7.26	4768.92	6725.40	0.71	7.86	4320.56	5859.25	0.74	7.92	4748.54	6521.60	0.73
58	06/01/92	6.65	4626.26	6460.46	0.72	7.60	4177.90	5910.20	0.71	7.35	4310.37	5991.72	0.72
59	07/01/92	7.03	7194.14	9711.07	0.74	7.48	4198.28	6042.67	0.69	7.25	4361.32	6073.24	0.72
60	08/01/92	7.40	11657.36	14857.02	0.78	7.74	4626.26	6389.13	0.72	7.45	7133.00	9007.96	0.79
61	09/01/92	6.71	4189.92	6086.22	0.69	7.59	6050.10	7964.46	0.76	7.25	6646.08	8578.50	0.77
62	10/01/92	7.03	7603.26	9662.10	0.79	7.46	6122.34	7982.52	0.77	7.37	4677.54	6321.00	0.74
63	11/01/92	7.11	8072.82	10772.79	0.75	7.56	6339.06	8235.36	0.77	7.35	5869.50	8361.78	0.70
65	13/01/92	7.34	10294.20	12949.02	0.79	8.01	7458.78	9680.16	0.77		10510.92	13183.80	0.80
66	14/01/92	7.23	9409.26	12949.02	0.73	8.18	9282.84	11594.52	0.80	7.91	9942.03	13301.19	0.75
67	15/01/92	7.13	8759.10	11775.12	0.74	7.86	9752.40	12822.60	0.76	7.60	9246.72	12190.50	0.76
68	16/01/92	7.18	7838.04	11224.29	0.70	8.01	9472.47	12226.62	0.77	7.86	8957.76	11648.70	0.77
69	17/01/92					7.94	8677.83	11775.12	0.74	7.56	8217.30	11197.20	0.73
70	18/01/92	6.81	5734.05	8018.64	0.72	7.98	8470.14	11052.72	0.77	7.72	7512.96	9788.52	0.77

TABLA 2.1 pH, ALCALINIDAD Y FACTOR ALFA EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	INFLUENTE pH	INFLUENTE ALC. a 5.75	INFLUENTE ALC. a 4.3	INF.S.CRUIZ ALFA	EFLUENT.R1 pH	EFLUENT.R1 ALC. a 5.75	EFLUENT.R1 ALC. a 4.3	EFLUENT.R1 ALFA	EFLUENT.R3 pH	EFLUENT.R3 ALC. a 5.75	EFLUENT.R3 ALC. a 4.3	EFLUENT.R3 ALFA
72	20/01/92	7.32				7.70	7133.70	9770.46	0.73	7.38	6889.89	9445.38	0.73
73	21/01/92	7.11	3431.40	5183.22	0.66	7.77	6889.89	9291.87	0.74	7.62	6050.10	8686.86	0.70
74	22/01/92	7.30	3928.05	5589.57	0.70	7.85	5995.92	8090.88	0.74	7.53	4370.52	6050.10	0.72
75	23/01/92	6.92	2220.68	3428.04	0.65	7.97	5066.60	7308.84	0.69	7.72	4020.94	5648.72	0.71
76	24/01/92	7.13	3363.36	4700.08	0.72	7.76	4117.96	5670.28	0.73	7.24	2479.40	3643.64	0.68
77	25/01/92	6.54	1336.72	2285.36	0.58	7.97	3837.68	5433.12	0.71	7.52	3234.00	4570.72	0.71
82	30/01/92	7.00	6446.44	9216.90	0.70	7.60	4268.88	6058.36	0.70	7.23	3794.56	5454.68	0.70
83	31/01/92	7.22	4894.12	6748.28	0.73	7.89	4570.72	6133.82	0.75	7.40	6640.48	8753.36	0.76
84	01/02/92	6.85	5195.96	7783.16	0.67					7.66	5001.92	6338.64	0.79
86	03/02/92						5540.92	7179.48	0.77		4861.78	6597.36	0.74
87	04/02/92	6.90	3158.54	4667.74	0.68	7.95	5303.76	7740.04	0.69	8.09	5584.04	7912.52	0.71
88	05/02/92	6.98	2975.28	4182.64	0.71	8.05	5045.04	6899.20	0.73	8.23	4656.96	6166.16	0.76
89	06/02/92	7.00	2932.16	4506.04	0.65	8.14	4559.94	6705.16	0.68	7.35	2975.28	4376.68	0.68
90	07/02/92						4872.56	6618.92	0.74		3234.00	4656.96	0.69

TABLA 2.2 DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	INFLUENTE		EFLUENTES				EFICIENCIAS			
				REACTOR		REACTOR		REACTOR 1		REACTOR 3	
		DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	%E. DQOt	%E. DQOs	%E. DQOt	%E. DQOs
12	20/11/91	11796	10576	7932	5694	7728	6915	32.76	46.16	34.49	34.62
14	22/11/91	5288	4881	4478	4474			15.32	8.34		
19	27/11/91	10622	10229	7640	6857			28.07	32.97		
21	29/11/91	9796	6661	9245	5901	8032	6269	5.62	11.41	18.01	5.89
24	02/12/91	10623	9049	9836	9049	9442	6295	7.41		11.12	30.43
28	06/12/91					10037	8459				
31	09/12/91	19346	13505	15224	13744	3102	3467	21.31		83.97	74.33
35	13/12/91	19030	14378	10712	9476	9726	8458	43.71	34.09	48.89	41.17
36	16/12/91	13184	9476			9270	7828			29.69	17.39
42	20/12/91	16965	13241	12000	10758	12413	9931	29.27	18.75	26.83	25.00
46	24/12/91	17379	13241	12413	10344	12413	11172	28.57	21.88	28.57	15.63
49	27/12/91	14897	9931			12827	11586			13.90	
52	30/12/91	13600	10400	11400	10200	12200	10800	16.18	1.92	10.29	
56	03/01/92	12000	11000			10600	8600			11.67	21.82
59	06/01/92	13072	12255	13090	11900				2.90		
63	10/01/92	14281	13884	13090	11107	12694	10710	8.34	20.00	11.11	22.86
66	13/01/92	13488	9520	9717	9123	10710	9719	27.96	4.17	20.60	
77	24/01/92	13827	11061	9481	9086	9876	9481	31.43	17.86	28.57	14.28
84	31/01/92	6321	2962			7604	5135				
89	05/02/92	5728	3950	7407	6814	5629	6814			1.73	

TABLA 2.3 CONTENIDO DE SOLIDOS TOTALES EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	INFLUENTE			EFLUENTE DE LOS REACTORES					
					EF.R1	EF.R1	EF.R1	EF.R3	EF.R3	EF.R3
		ST	STV	STF	ST	STV	STF	ST	STV	STF
11	19/11/91	20944	7228	13716	13264	4224	9040	13368	3648	9720
13	21/11/91	19156	3704	15452	14084	3768	10316	17620	4860	12760
18	26/11/91	21112	9568	11544	18400	2572	15828	17472	2688	14784
20	28/11/91	23416	7516	15900	20040	6972	13068	20040	6972	13068
25	03/12/91	23044	7152	15892	20740	6136	14604	20240	6176	14064
27	05/12/91	21152	6812	14340	20480	5992	14488	20572	6416	14156
32	10/12/91	22304	6492	15812	20880	5984	14896	20700	8244	12456
34	12/12/91	22180	6060	16120	20708	5804	14904	19752	5536	14216
38	16/12/91	28912	10656	18256	20972	5876	15096	21172	7556	13616
42	20/12/91	21944	9540	12404				24720	10372	14348
46	24/12/91	21168	8200	12968	22040	8048	13992	20384	8224	12160
47	27/12/91	26480	9356	17124	22016	8384	13632	19784	7160	12624
55	02/01/92	24654	7036	17618	21360	8472	12888	20312	7984	12328
60	07/01/92	22828	8136	14692	20748	8304	12444	20848	9048	11800
63	10/01/92	22876	8228	14648	22608	8200	14408	24388	9908	14480
67	14/01/92	25476	6968	18508	24260	7140	17120	23504	6476	17028
69	16/01/92	23780	6324	17456	24240	6400	17840	23332	8680	14652
73	20/01/92	13484	6432	7052	21268	5952	15316	22192	7936	14256
75	22/01/92	14940	7624	7316	18888	6800	12088	14312	6288	8024
80	27/01/92				18684	8316	10368	23440	11240	12200
83	30/01/92	20780	5092	15688	19656	8532	11124	15228	5452	9776
90	06/02/92	10520	3312	7208	18296	5248	13048	11752	3424	8328

TABLA 2.4 CONTENIDO DE SOLIDOS SUSPENDIDOS EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	INFLUENTE			EFLUENTE DE LOS REACTORES					
					EF.R1		EF.R3		EF.R3	
		SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
11	19/11/91	610	260	350	850	420	430	1060	460	600
13	21/11/91	1110	320	790	780	310	470	900	290	610
18	26/11/91	2960	1230	1730	890	260	630	1240	350	890
20	28/11/91	3030	1250	1780	1210	450	760	1640	670	970
25	03/12/91	5210	1610	3600	1630	630	1000	1650	650	1000
27	05/12/91	9800	2660	7140	1940	820	1120	1550	600	950
32	10/12/91	5600	1640	3960	820	400	420	1150	610	540
34	12/12/91	2000	810	1190	940	600	340	1020	530	490
38	16/12/91	4470	1640	2830	1110	420	690	1470	180	1290
42	20/12/91	6720	2230	4490				1750	800	950
46	24/12/91	2250	930	1320	2590	1340	1250	1440	710	730
49	27/12/91	6800	2340	4460	1290	610	680	920	410	510
52	30/12/91	3770	1510	2260	1200	610	590	1270	570	700
55	02/01/92	1970	930	1040				2300	1100	1200
60	07/01/92	960	410	550	560	250	310	630	320	310
63	10/01/92	1370	560	810	1230	580	650	820	410	410
67	14/01/92	1950	240	1710	1680	620	1060	1030	400	630
69	16/01/92				1590	640	950	1540	650	890
73	20/01/92	860	300	560	1820	620	1200	990	340	650
80	27/01/92				1000	360	640	970	330	640
83	30/01/92	1430	510	920	740	420	320	500	250	250
87	03/02/92				1950	790	1160	1180	360	820
89	05/02/92	370	130		2970	645	2325	1330	430	900
91	07/02/92				940	500	440	290	200	90

TABLA 2.5 CONTENIDO DE NITROGENO AMONICAL EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	INFL.S.CRUZ mg/l N-NH ₃	EF. R.1 mg/l N-NH ₃	EFL. R.3 mg/l N-NH ₃
	18/10/91	1293.6		
	21/10/91	1310.4		
	28/10/91		823.2	932.4
4	12/11/91	1663.2	937.44	1136.8
10	18/11/91	2438.24	795.2	845.6
13	21/11/91		1116.08	1713.6
17	25/11/91	2007.6	1999.2	2133.6
19	27/11/91		1514.8	1831.2
21	29/11/91		1500.8	1730.4
23	02/12/91		1814.4	1769.6
25	04/12/91	1988		
30	09/12/91	2231.6	1904	2032.8
58	06/01/92	1943.2	1932	1904
65	13/01/92	2934.4	2413.6	2363.2
72	20/01/92	294	2402.4	2245.6
81	29/01/92	2346.4	1713.6	1526
86	03/02/92		980	1971.2
87	04/02/92	1075.2		
89	06/02/92	2475.2		

TABLA 2.6 CONTENIDO DE NITROGENO ORGANICO EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	NITROGENO	ORGANICO	KJELDAHL
		INFL.S.CRUZ mg/l ORG.	EF. R.1 mg/l ORG.	EFL. R.3 mg/l ORG.
10	18/11/91	381.36	333.2	252
13	21/11/91		252	422.24
30	09/12/91		610.4	
58	06/01/92		467.6	565.6
81	29/01/92	128.8		
86	03/02/92			39.2

TABLA 2.7 CONTENIDO DE SULFATOS EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DÍA	FECHA	SULFATOS mg/l		
		INFLUENTE	EFLUENTE REACTOR 1	EFLUENTE REACTOR 3
3	11/11/91	0.7200	0.0530	0.0480
6	14/11/91	0.4520	0.0650	0.0220
10	18/11/91	0.6530	0.0500	0.0330
12	20/11/91	0.7860	0.0800	0.0410
15	23/11/91	0.5433	0.0700	0.1480
17	25/11/91	0.8500	0.1150	0.1810
37	16/12/91		0.1482	0.2223
44	23/12/91		0.4198	0.2470
59	07/01/92		0.0741	0.1152
69	17/01/92		0.5598	0.0494
73	21/01/92		0.0165	0.0165
79	27/01/92		0.2634	0.4775
89	06/02/92		0.2799	0.2470

TABLA 2.8 CONTENIDO DE SULFUROS EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DÍA	FECHA	SULFUROS mg/l		
		INFLUENTE	EFLUENTE REACTOR 1	EFLUENTE REACTOR 3
24	03/12/91	8		
34	13/12/91		92.1360	0.0160
38	17/12/91		24.0000	8.0000
44	23/12/91		24.0000	20.0000
58	06/01/92	55.152	32.0000	36.8400
76	24/01/92			
79	27/01/92		55.2720	
80	28/01/92			55.2720
89	06/02/92		55.2720	55.2720

TABLA 2.9 PRODUCCION DE BIOGAS EN EL REACTOR I
DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	Qbiogas (l/d)	%CH4	%CO2	TPN
24.000	03/12/91	0.139			
25.000	04/12/91	0.135			
26.000	05/12/91	0.118			
30.000	09/12/91	0.256			
31.000	10/12/91	1.081	47.140	7.060	0.343
32.000	11/12/91	0.213	48.160	6.420	0.069
33.000	12/12/91	0.198			
34.000	13/12/91	0.103	44.050	8.900	0.031
35.000	14/12/91	0.082			
36.000	15/12/91	0.024			
37.000	16/12/91	0.022			
38.000	17/12/91	0.075			
40.000	19/12/91	0.105	13.180	3.210	0.009
41.000	20/12/91	0.101			
42.000	21/12/91	0.103			
47.000	26/12/91	0.108			
48.000	27/12/91		21.410		
49.000	28/12/91	0.053			
51.000	30/12/91	0.100			
53.000	01/01/92	0.457			
56.000	04/01/92	0.046			
58.000	06/01/92	0.056	11.640		0.004
59.000	07/01/92	0.106	28.100		0.020
60.000	08/01/92	0.105	17.300	1.280	0.012
61.000	09/01/92	0.213	7.520		0.011
64.000	12/01/92	0.224			
66.000	14/01/92	0.112		1.930	
67.000	15/01/92	0.046	4.940	1.930	0.002
68.000	16/01/92	0.028	5.480	6.110	0.001
69.000	17/01/92		26.480	41.730	
71.000	19/01/92	0.051			
72.000	20/01/92			48.140	
73.000	21/01/92	0.043	1.170	29.530	
74.000	22/01/92	0.043			
75.000	23/01/92		14.000	16.690	
76.000	24/01/92	0.043	2.790		0.003
77.000	25/01/92	0.918	9.250	7.700	0.057
80.000	28/01/92			11.560	
81.000	29/01/92	0.162			
82.000	30/01/92		7.100	28.250	0.003
83.000	31/01/92	0.223	11.410	18.620	0.016
84.000	01/02/92	0.045			
86.000	03/02/92		10.330	15.410	
87.000	04/02/92		13.560	5.780	
88.000	05/02/92		12.480	3.810	
89.000	06/02/92		20.560	5.140	
90.000	07/02/92		13.560	1.930	

TABLA 2.10 PRODUCCION DE BIOGAS EN EL REACTOR 3
DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

DIA	FECHA	Qbiogas (l/d)	%CH4	%CO2	TPN
25.000	04/12/91		0.830	5.400	
26.000	05/12/91		0.830	3.210	
31.000	10/12/91		10.090	39.800	
34.000	13/12/91		36.330	51.350	
38.000	17/12/91	0.533			
39.000	18/12/91	1.000			
40.000	19/12/91	1.000	25.010	33.380	0.168
41.000	20/12/91	1.000			
43.000	22/12/91	0.809			
44.000	23/12/91	0.218			
45.000	24/12/91	0.551			
46.000	25/12/91	0.334			
47.000	26/12/91	1.000			
48.000	27/12/91			5.140	
49.000	28/12/91	0.244			
54.000	02/01/92	1.000			
56.000	04/01/92	0.181			
57.000	05/01/92	2.000			
59.000	07/01/92	2.000		64.830	
60.000	08/01/92	0.632		48.140	
61.000	09/01/92	0.852		55.210	
62.000	10/01/92	0.385			
63.000	11/01/92	1.000			
64.000	12/01/92	2.130			
65.000	13/01/92	0.112		12.200	
66.000	14/01/92	1.019	2.740	54.560	0.019
67.000	15/01/92	2.000		48.790	
68.000	16/01/92	0.192		23.110	
69.000	17/01/92	0.244	1.170	56.490	0.002
70.000	18/01/92	2.000			
71.000	19/01/92	0.263			
72.000	20/01/92	0.434	0.640	87.300	0.002
73.000	21/01/92	0.174	9.740	72.540	0.011
75.000	23/01/92	0.084	4.410	27.660	0.002
76.000	24/01/92	0.043	9.250	41.730	0.003
77.000	25/01/92		11.940	34.660	
80.000	28/01/92			21.830	
82.000	30/01/92	0.213	2.250	30.550	0.003
83.000	31/01/92	2.000	1.170	77.030	0.016
84.000	01/02/92	0.089			
86.000	03/02/92			1.930	
87.000	04/02/92			9.630	
89.000	06/02/92			21.180	
90.000	07/02/92			14.760	

TABLA 2.11 CONTENIDO DE METALES EN EL LIXIVIADO DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO

Día	Fecha	Corriente	mg/l Na	mg/l K	mg/l Ca	mg/l Fe	mg/l Cu	mg/l Co	mg/l Mo	mg/l Mg	mg/l Ni
18	26/11/91	Influente	2280	2308	42.2	74.2	ND	ND	ND	258.6	1.8
		Efl. R1	3560	2618	27.2	3.8	ND	ND	ND	39.4	1.2
		Efl. R3	3680	1698	22	4	ND	ND	ND	37.6	1.2
21	29/11/91	Influente									
		Efl. R1	2980	2500	30.8	14	ND	ND	ND	39.4	1.1
		Efl. R3	2970	2770	29.4	17.8	ND	ND	ND	47.6	1.1
43	21/01/92	Influente	2656	2978	20.6	110.6	1.4	ND	ND	49.2	0.9
		Efl. R1	3550	2626	32.2	37.2	ND	ND	ND	55.2	1.4
		Efl. R3	3140	2782	23.6	37.6	ND	ND	ND	51.2	1.1

ND NO DETECTADO

TABLA 2.12 ESPECIACION DE METALES EN EL LODO FINAL DEL REACTOR I SANTA CRUZ MEYEHUALCO

$\mu\text{g/g}$ SST	Metales intercambiables	Metales Adsorbidos	Metales ligados a materia orgánica	Metales en forma de carbonatos	Metales en forma de sulfuros
Ca	40.6	9.2	10.1	65.5	39.5
Fe	24.9	1.7	44.6	266.4	542.0
Zn	ND	1.2	26.8	ND	1.2
Cu	0.8	ND	1.2	1.6	5.8
Pb	9.5	3.3	18.53	11.94	7.8
Mg	119.4	0.4	12.35	243.0	107.1
Ni	1.4	0.6	ND	ND	ND
Co	ND	ND	ND	ND	ND
Mo	ND	ND	ND	ND	ND

ND NO DETECTADO

Características del lodo final Reactor I

Volumen Final del lodo 6 litros

(mg/l) SST 24700	mg/l SSV 7920	(mg/l) SSF 16780
(mg/l) ST 26224	mg/l SV 8028	(mg/l) SF 18196

TABLA 2.13 ESPECIACION DE METALES EN EL LODO FINAL DEL REACTOR 3 SANTA CRUZ MEYEHUALCO

$\mu\text{g/g}$ SST	Metales intercambiables	Metales Adsorbidos	Metales ligados a materia orgánica	Metales en forma de carbonatos	Metales en forma de sulfuros
Ca	37.2	7.7	10.3	50.7	44.6
Fe	22.1	1.3	30.2	279.6	685.6
Zn	ND	0.4	1.2	ND	ND
Cu	0.4	ND	0.4	0.8	2.0
Pb	9.3	2.0	17.0	13.4	2.8
Mg	218.6	4.0	8.1	210.5	64.8
Ni	1.7	0.4	ND	ND	ND
Co	ND	ND	ND	ND	ND
Mo	ND	ND	ND	ND	ND

ND NO DETECTADO

Características del lodo final Reactor 3

Volumen Final del lodo 5 litros

(mg/l)SS	mg/l SSV	(mg/l) SSF
24320	9480	14840
(mg/l) ST	mg/l SV	(mg/l) SF
24372	9016	15356

**TABLA 2.14 POTENCIAL DE OXIDO REDUCCION EN EL
LIXIVIADO DE SANTA CRUZ MEYEHUALCO**

Dia	FECHA	ORP (mV) NFLUENTE	ORP (mV) EFLUENTE R1	ORP (mV) EFLUENTE R3
25	04/12/91	- 039	- 079	- 075
32	11/12/91	- 259	- 296	- 303
39	18/12/91	- 233	- 348	- 313
49	28/12/91	- 279	- 328	- 295
54	02/01/92	- 275	- 262	- 288
60	08/01/92	- 182	- 295	- 338
67	15/01/92	- 152	- 353	- 347
73	21/01/92	- 136	- 337	- 327
74	22/01/92	- 112	- 331	- 297

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
pH Influenta

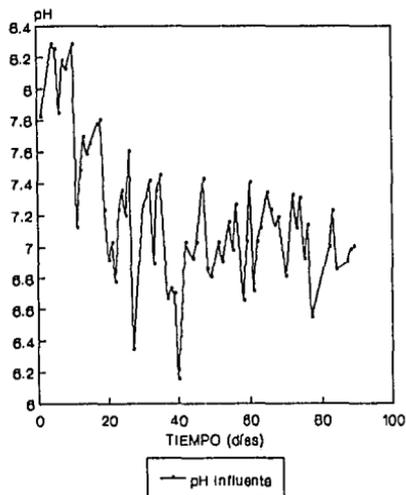


FIGURA 2.1

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
Reactor 1. Bv: 4 kg DQO/m³ d

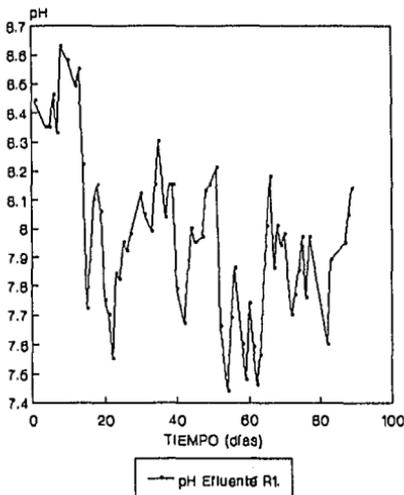


FIGURA 2.2

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
Reactor 3. Bv: 12 kg DQO/m³ d

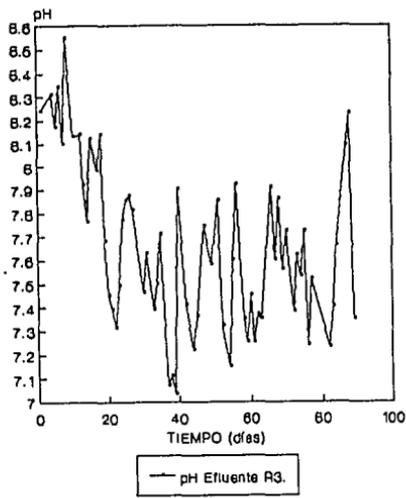


FIGURA 2.3

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
Alcalinidad Influenta

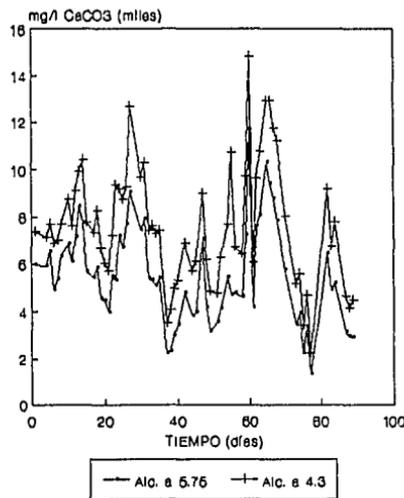


FIGURA 2.4

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
 Efluente Reactor 1. Bv: 4 kgDQO/m³ d

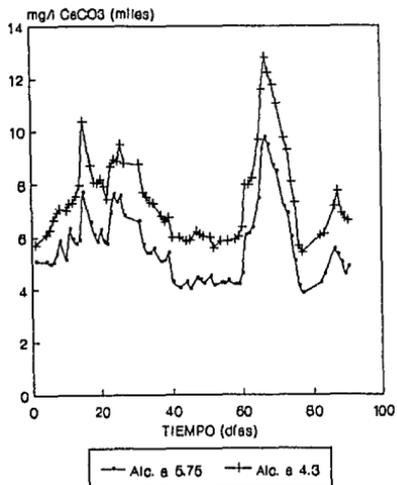


FIGURA 2.6

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
 Efluente Reactor 3. Bv: 14 kgDQO/m³ d

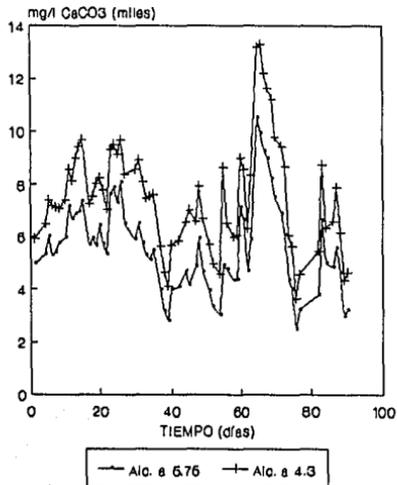


FIGURA 2.6

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
 Alcalinidad Influyente

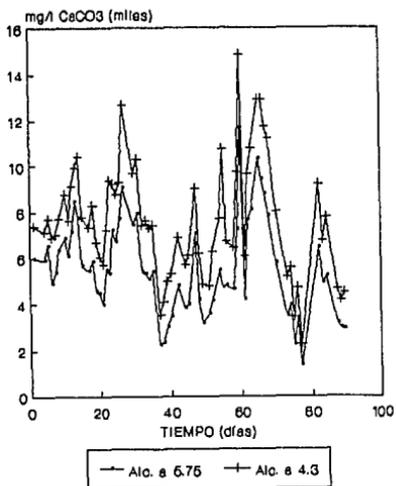


FIGURA 2.7

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
 Alcalinidad Total

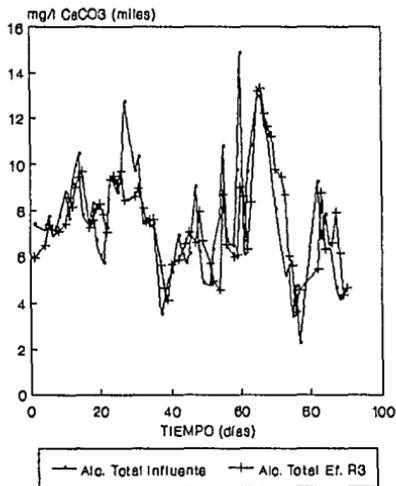


FIGURA 2.8

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
Relación Alfa Influyente

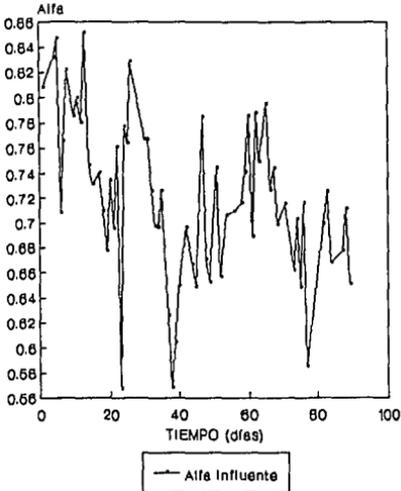


FIGURA 2.9

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
Reactor 1 Br: 4 kgDQO/m³ d

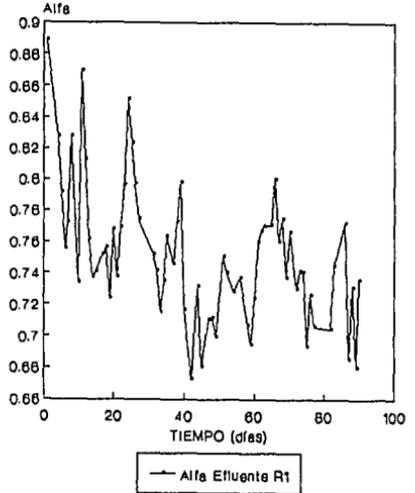


FIGURA 2.10

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
Reactor 3 Br: 14 kgDQO/m³ d

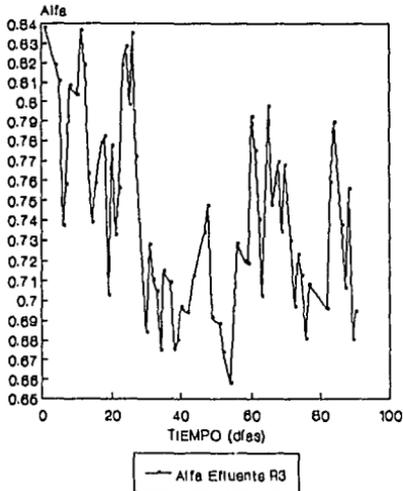


FIGURA 2.11

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
Reactor 1 Br: 4 kgDQO/m³ d

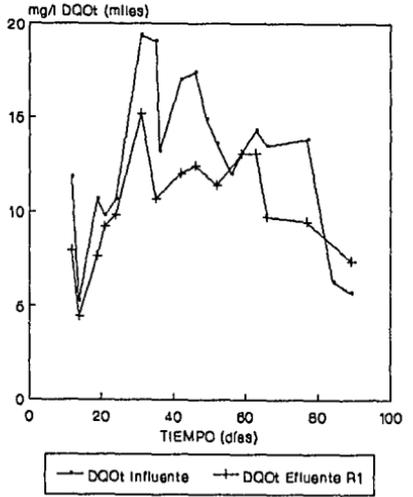


FIGURA 2.12

SANTA CRUZ MEYEHUALCO

Reactor 1 Bv: 4 kgDQO/m³ d

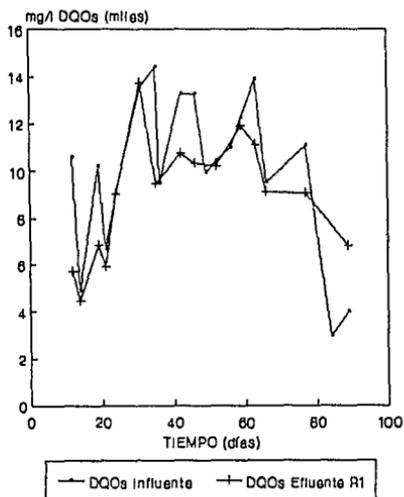


FIGURA 2.13

SANTA CRUZ MEYEHUALCO.

Reactor 1 Bv: 12 kgDQO/m³ d

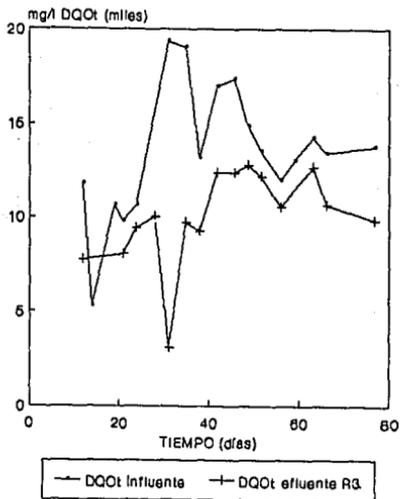


FIGURA 2.14

SANTA CRUZ MEYEHUALCO

Reactor 3 Bv: 12 kgDQO/m³ d

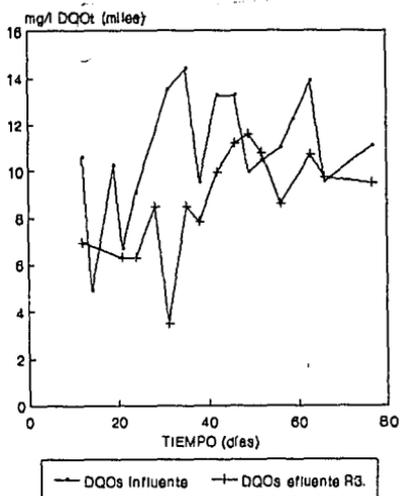


FIGURA 2.15

SANTA CRUZ MEYEHUALCO

SOLIDOS TOTALES

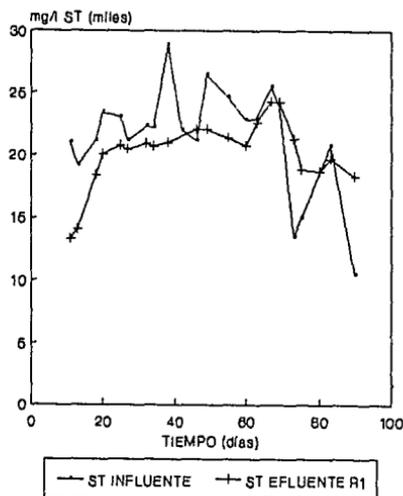


FIGURA 2.16

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS TOTALES VOLATILES

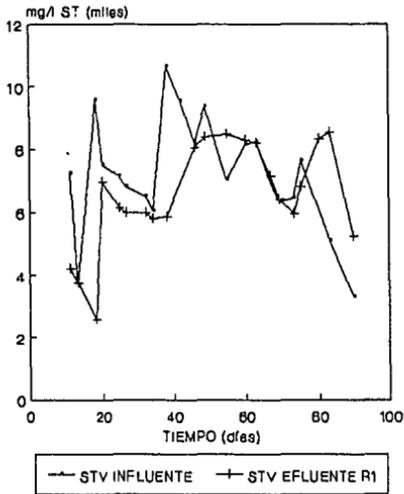


FIGURA 2.17

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS TOTALES FIJOS

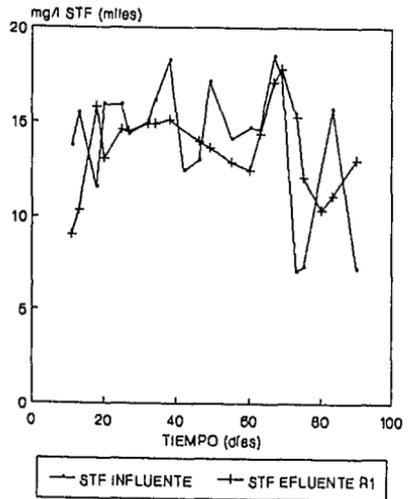


FIGURA 2.18

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS TOTALES

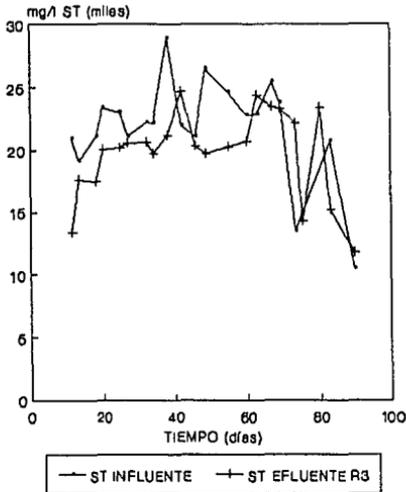


FIGURA 2.19

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS TOTALES VOLATILES

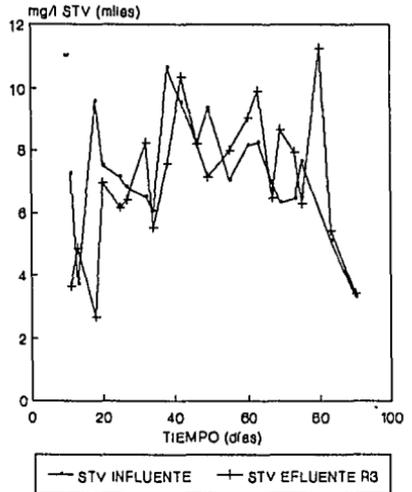


FIGURA 2.20

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS TOTALES FIJOS

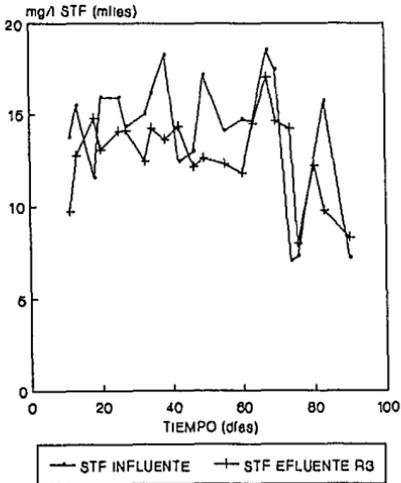


FIGURA 2.21

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES

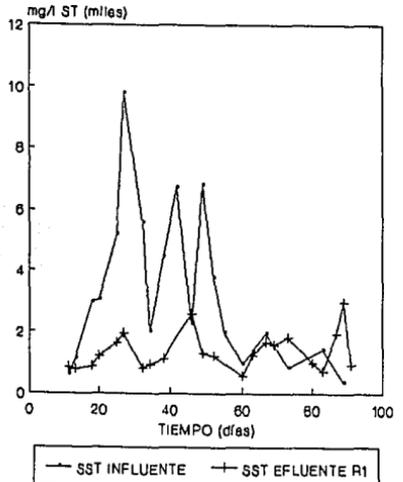


FIGURA 2.22

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES

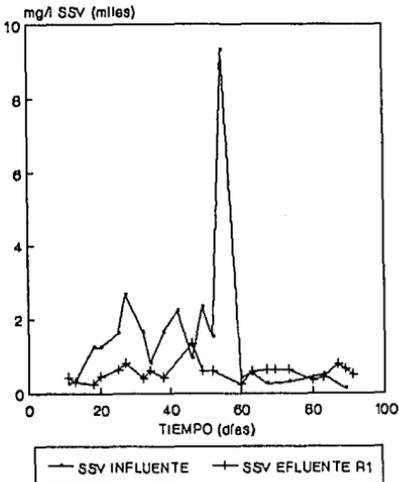


FIGURA 2.23

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS

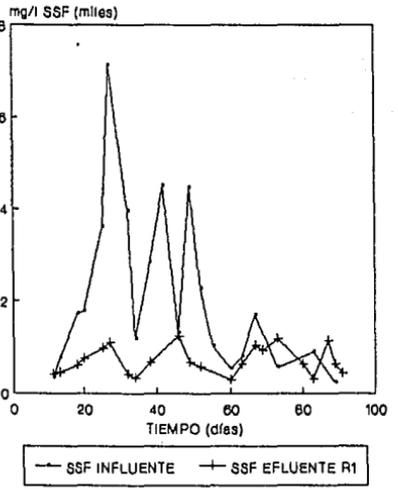


FIGURA 2.24

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS SUSPENDIDOS TOTALES

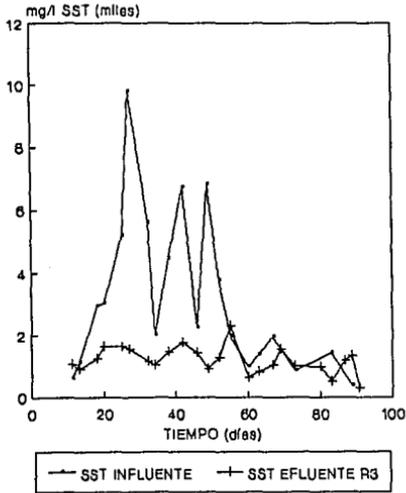


FIGURA 2.26

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS SUSPENDIDOS VOLATILES

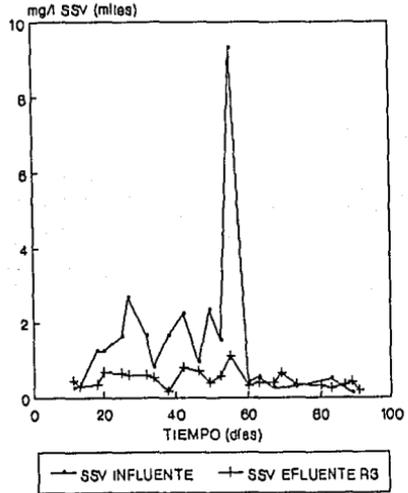


FIGURA 2.26

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
SOLIDOS SUSPENDIDOS FIJOS

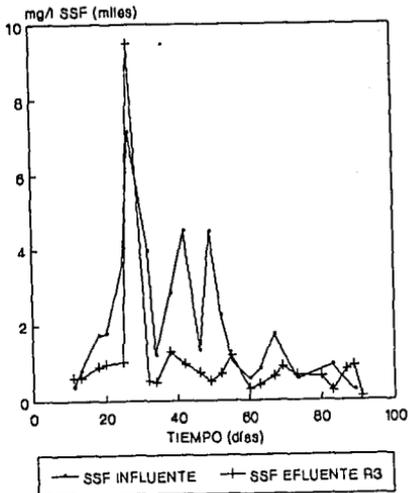


FIGURA 2.27

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
BIOGAS R1 Bv: 4 kgDQO/m3 d

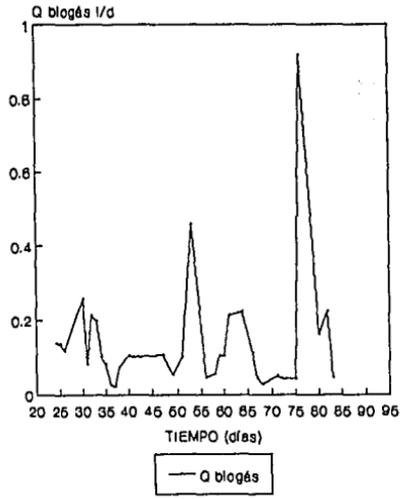


FIGURA 2.28

SANTA CRUZ MEYEHUALCO
BIOGAS R3 Br: 12 kgDQO/m³ d

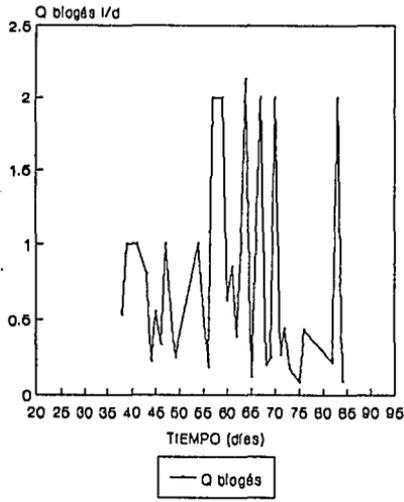


FIGURA 2.29

APENDICE 3

TABLAS Y FIGURAS DE RESULTADOS

SANTA CATARINA

TABLA 3.1 pH, ALCALINIDAD Y FACTOR ALFA EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	INFLUENTE pH	INFLUENTE ALC.a 5.75	INFLUENTE ALC.a 4.3	INF.S.CATA ALFA	EFLUENT.R2 pH	EFLUENT.R2 ALC.a 5.75	EFLUENT.R2 ALC.a 4.3	EFLUENT.R2 ALFA	EFLUENT.R4 pH	EFLUENT.R4 ALC.a 5.75	EFLUENT.R4 ALC.a 4.3	EFLUENT.R4 ALFA
1	09/11/91	6.39	1608.00	15018.72	0.11	7.14	2379.84	10720.00	0.22	7.17	2465.50	9197.76	0.27
4	12/11/91	6.20	1393.60	17709.44	0.08	6.57	2090.40	15501.12	0.13	7.10	3216.00	13635.84	0.24
5	13/11/91	6.06	921.92	15951.36	0.06	6.56	1983.20	15093.76	0.13	6.86	2830.08	14300.48	0.20
6	14/11/91	6.21	1243.52	16937.60	0.07	6.70	2111.84	15415.36	0.14	6.63	2401.28	16358.72	0.15
8	16/11/91	6.82	2360.52	14106.24	0.17	6.91	2445.84	16371.96	0.15	6.67	2370.00	17727.60	0.13
9	18/11/91	6.32	1763.28	18723.00	0.09		5763.84	16969.20	0.34	6.60	2388.96	17803.44	0.13
10	19/11/91	6.42	2161.44	20856.00	0.10	7.16	3943.68	19964.88	0.20	6.72	2597.52	18609.24	0.14
11	20/11/91	6.70	1822.40	12842.56	0.14	7.11	3537.60	18202.56	0.19	6.57	2122.56	16508.80	0.13
12	21/11/91	8.57	10505.60	12788.96	0.82	7.17	4480.96	20732.48	0.22	7.21	4491.68	16262.24	0.28
13	22/11/91	7.84	3601.92	9991.04	0.36	7.09	3387.52	16508.80	0.21	7.36	3944.96	12906.88	0.31
14	23/11/91	7.35	4095.04	8768.96	0.47	7.06				7.45	4352.32	13400.00	0.32
15	25/11/91	7.12	3430.40	10248.32	0.33	7.46	3816.32	16766.08	0.23				
16	26/11/91	6.71	1457.92	10226.88	0.14	7.36	3773.44	16101.44	0.23	7.46	4373.76	11631.20	0.38
17	27/11/91	6.39	1249.62	11416.02	0.11	7.29	3388.80	15355.50	0.22	7.27	3304.08	11437.20	0.29
18	28/11/91	6.57	2160.36	17748.84	0.12	7.25	4553.70	23509.80	0.19	7.09	3981.84	17155.80	0.23
19	29/11/91	6.40	1642.68	17238.00	0.10	7.25	3914.04	22652.76	0.17	7.11	3143.40	17339.40	0.18
20	30/11/91	6.53	1419.60	11154.00	0.13	7.25	4238.52	22368.84	0.19	7.20	1936.74	16447.08	0.12
22	02/12/91	6.17	1662.96	21740.16	0.08	7.35	5161.26	23565.36	0.22	7.13	4157.40	19610.76	0.21
23	03/12/91	6.10	1348.62	22226.88	0.06	7.30	4877.34	24112.92	0.20	6.85	3396.90	21324.42	0.16
24	04/12/91	6.16	831.48	19742.58	0.04	7.31	4633.98	24011.52	0.19	6.80	3082.56	20949.24	0.15
25	05/12/91	6.05	1097.00	20996.58	0.05	7.09	4640.31	26218.30	0.18	6.36	2040.42	22411.71	0.09
26	06/12/91	6.10	1053.12	19877.64	0.05	7.01	3839.50	23190.58	0.17	6.22	1469.98	20382.26	0.07
29	09/12/91	6.05	1733.26	10136.28	0.17	7.01	1864.90	25165.18	0.07	6.10	1426.10	23102.82	0.06
30	10/12/91	5.98	1118.94	19658.24	0.06	6.92	4015.02	24254.67	0.17	6.08	1228.64	21940.00	0.06
31	11/12/91	6.07	1174.86	19105.92	0.06						1945.26	20877.84	0.09
32	12/12/91	6.17	982.26	14156.10	0.07					6.08	885.96	19260.00	0.05
33	13/12/91	6.35	539.28	14002.02	0.04	6.93	2686.77	21686.76	0.12				
34	14/12/91	6.38	1502.28	14830.20	0.10	6.85	3120.72	20126.70	0.16	6.18	1117.08	17314.74	0.06
36	16/12/91	6.26	1078.56	15022.80	0.07	6.76	2869.74	19972.62	0.14	6.13	963.00	15600.60	0.06
37	17/12/91	6.15	1059.30	12846.42	0.08	6.71	2985.30	18595.53	0.16	6.12	1097.82	14926.50	0.07
38	18/12/91	6.20	799.29	13299.03	0.06	6.78	2484.54	19192.59	0.13	6.10	702.99	15263.55	0.05
39	19/12/91	6.00	790.92	17745.00	0.04	6.67	2595.84	20077.20	0.13	6.04	1135.68	15818.40	0.07
41	21/12/91	6.23	1297.92	19367.40	0.07	6.93	2393.04	19874.40	0.12	5.66		16507.92	
43	23/12/91	6.03	527.28	16061.76	0.03	6.64	2433.60	19296.42	0.13	5.89	101.40	17278.56	0.01
44	24/12/91	6.38	1804.92	18637.32	0.10	6.62	2575.56	19783.14	0.13	6.00	405.60	18718.44	0.02
46	26/12/91	6.40	2500.00	19700.00	0.13	6.53	2680.00	22260.00	0.12	6.03	1080.00	20030.00	0.05
47	27/12/91	6.45	2562.50	9655.50	0.27	6.52	2583.00	21771.00	0.12	6.10	1035.25	20090.00	0.05

TABLA 3.1 pH, ALCALINIDAD Y FACTOR ALFA EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	INFLUENTE	INFLUENTE	INFLUENTE	INF.S.CATA	EFLUENT.R2	EFLUENT.R2	EFLUENT.R2	EFLUENT.R2	EFLUENT.R4	EFLUENT.R4	EFLUENT.R4	EFLUENT.R4
		pH	ALC.α 5.75	ALC.α 4.3	ALFA	pH	ALC.α 5.75	ALC.α 4.3	ALFA	pH	ALC.α 5.75	ALC.α 4.3	ALFA
48	28/12/91	6.39	3649.00	18983.00	0.19	6.41	2234.50	22273.25	0.10	6.12	984.00	20418.00	0.05
50	30/12/91	6.24	2193.50	21668.50	0.10	6.66	2521.50	25112.50	0.10	6.28	1865.50	22611.50	0.08
51	31/12/91	6.25	2214.00	23677.50	0.09	6.64	2870.00	28700.00	0.10	6.21	1517.00	27039.50	0.06
53	02/01/92	6.52	2995.86	24140.11	0.12	6.68	3291.37	30386.58	0.11	6.22	1630.40	28633.90	0.06
54	03/01/92	6.46	1324.70	12431.80	0.11	6.62	3912.96	20502.28	0.19	6.25	2078.76	17771.36	0.12
55	04/01/92	6.36	1222.80	12126.10	0.10	6.70	3607.26	30427.34	0.12	6.31	1762.87	22907.12	0.08
57	06/01/92	6.29	1141.28	11147.86	0.10	6.48	2282.56	22886.74	0.10	6.17	1110.71	16161.34	0.07
58	07/01/92	6.26	1385.84	13888.97	0.10	6.48	2078.76	21765.84	0.10	6.19	1019.00	15498.99	0.07
59	08/01/92	6.25	1011.36	11179.14	0.09	6.47	1787.94	18412.17	0.10	6.14	939.12	14944.65	0.06
60	09/01/92	6.28	1264.20	12136.32	0.10	6.42	2203.32	22015.14	0.10	6.18	1011.36	14682.78	0.07
61	10/01/92	6.33	1390.62	11630.64	0.12	6.43	2203.32	20534.22	0.11	6.24	1047.48	14222.25	0.07
62	11/01/92		1787.94	12867.75	0.14	6.43	1968.54	17572.38	0.11	6.21	1173.90	13590.15	0.09
64	13/01/92	6.25	975.24	11359.74	0.09	6.54	2040.78	18294.78	0.11	6.26	1137.78	14050.68	0.08
65	14/01/92	6.29	1173.90	11269.44	0.10	6.61	1787.94	17608.50	0.10	6.23	957.18	13454.70	0.07
66	15/01/92	6.33	1137.78	11296.53	0.10	6.59	1896.30	16741.62	0.11	6.20	848.82	12822.60	0.07
67	16/01/92	6.33	1137.78	10971.45	0.10	6.68	1995.63	16380.42	0.12	6.16	884.94	12831.63	0.07
68	17/01/92	6.33	1237.11	11161.08	0.11	6.80	2275.56	16579.08	0.14	6.15	884.94	12786.48	0.07
69	18/01/92	6.39	1769.88	13797.84	0.13	6.97	2835.42	19486.74	0.15	6.20	1210.02	16362.36	0.07
71	20/01/92	6.32	1228.08	12262.74	0.10	7.24	3286.92	16380.42	0.20	6.15	903.00	13292.16	0.07
72	21/01/92	6.34	767.55	7151.76	0.11	7.30	3503.64	16055.34	0.22	6.23	767.55	14402.85	0.05
73	22/01/92	6.33	785.61	6140.40	0.13	7.51	3612.00	15296.82	0.24	6.24	794.64	10185.84	0.08
74	23/01/92	5.94	75.46	5551.70	0.01	7.57	4096.40	14736.26	0.28	6.30	668.36	8947.40	0.07
75	24/01/92	6.32	797.72	6500.34	0.12	7.52	1897.28	13647.48	0.14	6.15	431.20	7890.96	0.05
76	25/01/92	6.19	668.36	5778.08	0.12	7.70	4053.28	13431.88	0.30	6.18	625.24	8322.16	0.08
78	27/01/92	6.69	1142.68	6812.96	0.17	7.64	3837.68	10995.60	0.35	6.44	495.88	7254.94	0.07
79	28/01/92	6.40	905.52	6273.96	0.14	7.78	4139.52	10855.46	0.38	6.39	797.72	7998.76	0.10
80	29/01/92	6.32	970.20	7179.48	0.14	7.87	4344.34	10327.24	0.42	6.33	991.76	7254.94	0.14
81	30/01/92	6.42	1056.44	6511.12	0.16	7.92	4225.76	9378.60	0.45	6.35	689.92	7136.36	0.10
82	31/01/92	6.30	819.28	6295.52	0.13	7.98	4527.60	9529.52	0.48	6.37	797.72	6295.52	0.13
83	01/02/92	6.29	927.08	5853.54	0.16	7.66	3826.90	8580.88	0.45	6.24	668.36	7050.12	0.09
85	03/02/92		754.60	5540.92	0.14		4570.72	8850.38	0.52		754.60	6543.46	0.12
86	04/02/92	6.32	991.76	10715.32	0.09	8.18	5055.82	10241.00	0.49	6.31	754.60	7233.38	0.10
87	05/02/92	6.46	1164.24	10435.04	0.11	8.06	4376.68	9292.36	0.47	6.43	754.60	6295.52	0.12
88	06/02/92		797.72	9615.76	0.08		4096.40	9357.04	0.44		754.60	6575.80	0.11
89	07/02/92						4473.70	9766.68	0.46		797.72	6230.84	0.13

TABLA 3.2 DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	INFLUENTE STA.CAT		EF.R2	EF.R2	EF.R4	EF.R4	%E.DQOt	%E.DQOs	%E.DQOt	%E.DQOs
		DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	Reactor 2	Reactor 2	Reactor 4	Reactor 4
7	15/11/91	6481.01	4050.63	64810.13	49822.78	93164.56	81822.78				
9	18/11/91	92000.00	88000.00	88800.00	77600.00	142000.00	137000.00	3.48	11.82		
11	20/11/91	122033.90	102711.86	135254.24	126101.69	134237.29	126101.69				
13	22/11/91		58983.05	137288.14	133220.34	91525.42	81355.93				
15	25/11/91		52881.36			65084.75	46779.66				11.54
17	27/11/91	129836.07	119016.39	145573.77	109180.33	80655.74	56065.57		8.26	37.88	52.89
19	29/11/91	76408.16	52897.96	73469.39	59755.10	58775.51	41142.86	3.85		23.08	22.22
22	02/12/91	103278.69	99344.26	82622.95	58032.79	77704.92	52131.15	20.00	41.58	24.76	47.52
26	06/12/91	115081.97	97377.05	95409.84	74754.10	102295.08	83606.56	17.09	23.23	11.11	14.14
29	09/12/91		116806.08		15513.31	107680.61	94904.94		86.72		18.75
33	13/12/91	97268.72	61321.59	102555.07	69779.74	124757.71	80352.42				
36	16/12/91	95793.99	84463.52	103004.29	98884.12	84463.52	104034.33			11.83	
40	20/12/91	124137.93	104482.76	104482.76	100344.83	99310.34	88965.52	15.83	3.96	20.00	14.85
44	24/12/91	120000.00	99310.34	92068.97	70344.83	114827.59	94137.93	23.28	29.17	4.31	5.21
47	27/12/91	97241.38	87931.03	118965.52	98275.86	115862.07	111724.14				
50	30/12/91	131000.00	100000.00	109000.00	105000.00	125000.00	89000.00	16.79		4.58	11.00
54	04/01/92	53000.00	50800.00	124000.00	110000.00	120000.00	117000.00				
56	06/01/92	33021.28	35063.83	39829.79	51063.83	24510.64	15319.15			25.77	56.31
60	10/01/92	57190.08	43305.79	75371.90	68429.75	69421.49	55537.19				
63	13/01/92	64132.23	49586.78	75371.90	60495.87	65454.55	36694.21				26.00
67	17/01/92	60495.87	42644.63	77355.37	45619.83	53553.72	44628.10			11.48	
70	20/01/92	52016.46	42139.92	48395.06	39506.17	54320.99	37530.86	6.96	6.25		10.94
74	24/01/92	31934.16	28312.76	53333.33	42469.14	32592.59	35555.56				
78	28/01/92	31275.72	27983.54	45432.10	43456.79	71111.11	49382.72				
81	31/01/92	27983.54	22716.05	25679.01	7901.23	15802.47	13827.16	8.24	65.22	43.53	39.13
84	03/02/92	29593.50	8455.28	32195.12	24390.24	35121.95	39024.39				
86	05/02/92	54650.21	43456.79	21728.40	16790.12	26666.67	22716.05	60.24	61.36	51.20	47.73
88	07/02/92			31604.94	24691.36	37530.86	27654.32				

TABLA 3.3 CONTENIDO DE SOLIDOS TOTALES EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	INFLUENTE SANTA CATARINA			REACTORES SANTA CATARINA					
					EF.R2	EF.R2	EF.R2	EF.R4	EF.R4	EF.R4
		ST	STV	STF	ST	STV	STF	ST	STV	STF
10	19/11/91	70840	45360	25480	83472	50872	32600	81716	48704	33012
12	21/11/91	21992	6512	15480				70456	40216	30240
16	26/11/91	70640	44472	26168	81316	48212	33104	48240	25252	22988
18	28/11/91	80168	49852	30316	77700	45464	32236	49216	26164	23052
23	03/12/91	103432	65932	37500	82868	48968	33900	71812	41628	30184
25	05/12/91	100520	63268	37252	89996	54796	35200	85512	51360	34152
30	10/12/91	103376	65412	37964	94308	57348	36960	100612	61388	39224
32	12/12/91	84196	54456	29740				113764	73132	40632
36	16/12/91	82572	52920	29652	88944	53812	35132	92656	59436	33220
39	19/12/91	105352	67712	37640	89492	54124	35368	91612	58864	32748
44	23/12/91	101576	61900	39676	91552	54136	37416	104912	65608	39304
47	27/12/91	105176	65212	39964	106912	65384	41528	115812	74008	41804
50	30/12/91	108720	67896	40824						
56	06/01/92	55876	34928	20948	88548	55264	33284	69088	43180	25908
60	10/01/92	50248	33280	16968	78672	48100	30572	60232	37452	22780
64	14/01/92	49804	30192	19612	68160	41512	26648	55176	33912	21264
66	16/01/92	49444	30424	19020	64180	38196	25984	53212	32284	20928
70	20/01/92	33500	20052	13448	56772	32896	23876	55388	34676	20712
72	22/01/92	26672	15928	10744	47368	26876	20492	41372	25128	16244
77	27/01/92	27672	15824	11848	34500	20020	14480	31268	18484	12784
79	29/01/92	30712	18448	12264	29540	16988	12552	30480	18084	12396
87	06/02/92	52356	31856	20500	28668	16152	12516	28684	16752	11932

TABLA 3.4 CONTENIDO DE SOLIDOS SUSPENDIDOS EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	FLUENTE SANTA CATARIN			REACTORES SANTA CATARINA					
					EF.R2	EF.R2	EF.R2	EF.R4	EF.R4	EF.R4
		SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
10	19/11/91	2960	2020	940	10840	6760	4080	7080	4780	2300
12	21/11/91	2790	990	1800				5870	3780	2090
16	26/11/91	8840	5180	3660	4400	2910	1490	6920	4380	2540
18	28/11/91				7480	4310	3170	6910	4120	2790
23	03/12/91	6820	4330	2490	7500	4680	2820	6610	4360	2250
25	05/12/91	9830	6120	3710	10700	6470	4230	6820	4480	2340
30	10/12/91	7000	4590	2410	6040	3970	2070	6110	4290	1820
32	12/12/91	5530	3750	1780	1880	1340	540	6300	4410	1890
36	16/12/91	5780	3890	1890	3950	2590	1360	5880	4110	1770
39	19/12/91	5460	3340	2120	6880	4570	2310	4290	2940	1350
44	23/12/91	4640	3200	1440	3830	2550	1280			
47	27/12/91	4300	2920	1380	7320	4720	2600	5940	4000	1940
50	30/12/91	4410	2730	1680	6150	4130	2020	8720	5880	2840
53	03/01/92	3280	2190	1090	5550	3750	1800	5740	3920	1820
56	06/01/92	4390	1970	2420	5200	3600	1600	2420	1620	800
60	10/01/92	2880	1830	1050	3590	2400	1190	2190	1490	700
64	14/01/92	4800	3030	1770	3410	2230	1180	2330	1520	810
66	16/01/92	7580	4920	2660	5620	3820	1800	3730	2550	1180
70	20/01/92	5910	3940	1970	4960	3120	1840	2930	1930	1000
72	22/01/92	3820	2220	1600	3420	2000	1420	1330	830	500
77	27/01/92	2180	1260	920	2070	1190	880	2120	1350	770
79	29/01/92	2880	1790	1090	1240	1060	180	1130	700	430
84	03/02/92	2670	1630	1040	1380	1030	350	1130	700	430
86	05/02/92	3960	2560	1400	1190	880	310	630	390	240
88	07/02/92				1730	1300	430	1050	750	300

TABLA 3.5 CONTENIDO DE NITROGENO AMONIACAL EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	NITROGENO AMONIACAL mg/l		
		INFLUENTE mg/l N-NH ₃	EFLUENTE REACTOR 2	EFLUENTE REACTOR 4
4	12/11/91		1254.4	1170.4
9	18/11/91		3488.8	3696
12	21/11/91	1424.64		
15	25/11/91		2172.8	1792
17	27/11/91		2105.6	1747.2
19	29/11/91	2643.2	3824.8	
22	02/12/91		3656.8	2749.6
24	04/12/91	3147.2		
29	09/12/91	3206	4452	3768.8
57	06/01/92	1713.6	2318.4	2049.6
64	13/01/92	2312.8	2363.2	2004.8
71	20/01/92	240.8	2368.8	1758.4
80	29/01/92	985.6	1724.8	1248.8
85	03/02/92	229.6	1607.2	
88	06/02/92	1556.8		

TABLA 3.6 CONTENIDO DE NITROGENO ORGANICO EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	NITROGENO ORGANICO KJELDAHL mg/l		
		INFLUENTE mg/l ORG	EFLUENTE REACTOR 2	EFLUENTE REACTOR 4
4	12/11/91			
9	18/11/91		1310.4	1358
12	21/11/91	3613.12		
15	25/11/91		4271.68	1710.24
17	27/11/91		2209.76	1489.6
19	29/11/91	1512	1198.4	3116.4
22	02/12/91			
24	04/12/91			
29	09/12/91			
57	06/01/92			
64	13/01/92			
71	20/01/92			
80	29/01/92		744.8	632.8
85	03/02/92		588	1232
88	06/02/92	36.4		

TABLA 3.7 CONTENIDO DE SULFATOS EN EL INFLUENTE Y EFLUENT DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	SULFATOS g/l		
		INFLUENTE	EFLUENTE REACTOR 2	EFLUENTE REACTOR 4
3	11/11/91	3.276336	1.959216	1.736952
6	14/11/91	3.2928	1.876896	2.395512
9	18/11/91		1.086624	1.539384
11	20/11/91		1.432368	1.778112
14	23/11/91		1.498224	0.930216
15	25/11/91	3.33396	1.391208	1.012536
18	28/11/91	2.96352		
23	03/12/91	2.518992		
36	16/12/91		1.629936	48.206592
43	23/12/91		1.736952	2.420208
50	30/12/91			2.930592
58	07/01/92		2.049768	1.745184
68	17/01/92		1.555848	1.35828
72	21/01/92	2.14032	1.39944	1.160712
78	27/01/92		0.24696	0.74088
85	03/02/92		0.098784	0.683256

TABLA 3.8 CONTENIDO DE SULFUROS EN EL INFLUENTE Y EFLUENT DE LOS REACTORES DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	SULFUROS mg/l		
		INFLUENTE	EFLUENTE REACTOR 2	EFLUENTE REACTOR 4
3	11/11/91		168	96
6	14/11/91	4240	4392	4256
9	18/11/91	4216	4368	4248
11	20/11/91		4376	4384
14	23/11/91		4360	4360
15	25/11/91	4400	4336	4376
18	28/11/91	4408	4344	4384
78	27/01/92		9138	9101
85	03/02/92		9166	9175

TABLA 3.9 PRODUCCION DE BIOGAS EN EL REACTOR 2
DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	Q _{biogas} (l/d)	%CH ₄	%CO ₂	TPN
24.000	04/12/91	0.204			
25.000	05/12/91	0.177	55.370	28.250	0.066
29.000	09/12/91	0.211			
30.000	10/12/91	1.350	40.960	60.640	0.372
31.000	11/12/91		40.960	30.170	
32.000	12/12/91	0.054			
33.000	13/12/91	0.627	36.330	19.900	0.153
34.000	14/12/91	0.154			
39.000	19/12/91		14.720	20.540	
44.000	24/12/91	0.440			
46.000	26/12/91	0.108			
47.000	27/12/91	0.190	28.100	19.400	0.036
57.000	06/01/92	0.840	29.130	10.700	0.016
58.000	07/01/92	0.106	30.160	12.840	0.022
59.000	08/01/92	0.105	39.410	19.260	0.028
60.000	09/01/92	0.501	37.870	16.690	0.128
63.000	12/01/92	0.112			
64.000	13/01/92		35.640	20.540	
65.000	14/01/92		40.480	25.680	
67.000	16/01/92	0.028	38.870	17.330	0.007
68.000	17/01/92		44.790	17.330	
70.000	19/01/92	0.051			
71.000	20/01/92		59.870	22.472	
72.000	21/01/92	0.026	45.870	21.180	0.008
73.000	22/01/92	0.043			
74.000	23/01/92		51.250	13.480	
75.000	24/01/92	0.043	52.330	19.900	0.015
76.000	25/01/92		53.940	16.690	
77.000	26/01/92	0.054			
78.000	27/01/92		34.560	8.350	
79.000	28/01/92		46.410	8.990	
80.000	29/01/92		43.170	6.420	
81.000	30/01/92		58.790	16.050	
82.000	31/01/92	0.780		13.480	
83.000	01/02/92	0.452			
85.000	03/02/92		44.250	2.840	
86.000	04/02/92		45.330	19.900	
87.000	05/02/92		50.710	24.390	
88.000	06/02/92		65.250	29.530	
89.000	07/02/92		58.250	24.390	

TABLA 3.10 PRODUCCION DE BIOGAS EN EL REACTOR 4
DE SANTA CATARINA

DIA	FECHA	Qbiogas l/d	%CH4	%CO2	TPN
24.000	04/12/91		25.600	32.700	
25.000	05/12/91		40.960	28.900	
30.000	10/12/91		40.450	7.700	
31.000	11/12/91	0.283	58.970	8.990	0.112
32.000	12/12/91	0.466			
33.000	13/12/91	0.356			
34.000	14/12/91	0.390			
35.000	15/12/91	0.266			
36.000	16/12/91	0.346			
37.000	17/12/91	0.404			
38.000	18/12/91	0.391			
39.000	19/12/91	0.525	61.030	5.140	0.216
40.000	20/12/91				
43.000	23/12/91				
45.000	25/12/91				
46.000	26/12/91				
47.000	27/12/91	0.619	62.060	30.810	0.259
52.000	01/01/92				
53.000	02/01/92				
54.000	03/01/92				
56.000	05/01/92				
57.000	06/01/92	0.456	60.510	10.910	0.186
58.000	07/01/92	0.535	64.630	17.330	0.233
59.000	08/01/92	0.737	55.880	13.480	0.277
60.000	09/01/92	0.639	20.380	19.260	0.088
62.000	11/01/92	1.000			
63.000	12/01/92	0.561			
64.000	13/01/92	1.000	56.640	9.630	0.382
65.000	14/01/92	0.793	30.250	30.170	0.162
66.000	15/01/92	0.560	59.870	23.750	0.226
67.000	16/01/92	0.531	58.790	21.830	0.210
68.000	17/01/92	1.000	58.790	23.750	0.396
69.000	18/01/92	1.000			
70.000	19/01/92	0.846			
71.000	20/01/92	1.000	54.790	48.140	0.369
72.000	21/01/92	0.348	55.560	46.860	0.130
73.000	22/01/92	0.342			
74.000	23/01/92	0.257	56.100	37.230	0.097
75.000	24/01/92	0.349	64.170	32.740	0.151
76.000	25/01/92	0.305	62.560	35.950	0.129
77.000	26/01/92	0.054			
78.000	27/01/92	0.357	46.940	26.320	0.113
79.000	28/01/92	0.495	46.940	29.530	0.157
80.000	29/01/92	0.498	53.410	34.020	0.179
81.000	30/01/92	0.652	62.560	41.080	0.275
82.000	31/01/92	1.003	46.410	36.590	0.314
83.000	01/02/92	0.397			
85.000	03/02/92		60.940	39.800	
86.000	04/02/92		52.330	40.440	
87.000	05/02/92		57.710	39.160	
88.000	06/02/92		62.560	43.650	
89.000	07/02/92		45.330	37.870	

TABLA 3.11 CONTENIDO DE METALES EN EL LIXIVIADO DE SANTA CATARINA

Día	Fecha	Corriente	mg/l Na	mg/l K	mg/l Ca	mg/l Fe	mg/l Cu	mg/l Co	mg/l Mo	mg/l Mg	mg/l Ni
16	26/11/91	Influente	2800	3378	603.4	400.0	ND	ND	ND	306.0	2.4
		Ef. R2	3260	3818	629.0	289.0	0.6	ND	ND	341.8	2.3
		Ef. R4	3140	3034	505.6	119.4	ND	ND	ND	195.8	2.3
19	29/11/91	Influente									
		Ef. R2	3320	3960	626.0	278.0	1.4	ND	ND	346.0	14.6
		Ef. R4	2964	3412	591.2	264.4	ND	ND	ND	263.0	1.0
71	21/01/92	Influente	3340	4608	654.8	423.4	ND	ND	ND	435.2	1.6
		Ef. R2	2960	3162	612.4	355.6	ND	ND	ND	314.0	1.1
		Ef. R4	2540	2760	593.4	382.4	ND	ND	ND	267.6	1.2

ND NO DETECTADO

TABLA 3.12 ESPECIACION DE METALES EN EL LODO FINAL DEL REACTOR 2 SANTA CATARINA

$\mu\text{g/g}$ SST	Metales intercambiables	Metales adsorbidos	Metales ligados a materia orgánica	Metales en forma de carbonatos	Metales en forma de sulfuros
Ca	82.4	6.0	14.9	136.8	363.9
Fe	40.4	1.1	186.0	309.9	338.2
Zn	ND	ND	ND	0.5	0.2
Cu	0.2	ND	0.9	0.2	3.1
Pb	5.0	2.4	8.7	9.2	4.2
Mg	148.6	2.4	16.5	33.0	77.8
Ni	1.0	0.6	ND	ND	ND
Co	ND	ND	ND	ND	ND
Mo	ND	ND	ND	ND	ND

ND NO DETECTADO

Volumen final del lodo 2 litros

Características del lodo final Reactor 2

(mg/l) SST	(mg/l) SSV	(mg/l) SSF
42400	20020	22380
(mg/l) ST	(mg/l) STV	(mg/l) STF
46280	21060	25220

TABLA 3.13 ESPECIACION DE METALES EN EL LODO FINAL DEL REACTOR 4 SANTA CATARINA

$\mu\text{g/g}$ SST	Metales intercambiables	Metales adsorbidos	Metales ligados a materia orgánica	Metales en forma de carbonatos	Metales en forma de sulfuros
Ca	269.0	6.4	15.2	161.3	20.8
Fe	52.6	0.8	147.0	339.6	181.2
Zn	ND	ND	0.3	0.9	ND
Cu	ND	ND	1.2	ND	3.3
Pb	7.9	2.7	25.3	11.3	6.4
Mg	60.9	3.0	18.3	67.0	67.0
Ni	1.3	0.6	0.1	ND	ND
Co	ND	ND	ND	ND	ND
Mo	ND	ND	ND	ND	ND

ND NO DETECTADO

Volumen final del lodo 2.5 litros

Características del lodo final Reactor 4

(mg/l) SST	(mg/l) SSV	(mg/l) SSF
32860	16940	15920
(mg/l) ST	(mg/l) STV	(mg/l) STF
34336	16752	17584

TABLA 3.14 POTENCIAL DE OXIDO REDUCCION EN EL LIXIVIADO DE SANTA CATARINA

Dia	Fecha	ORP (mV)	ORP (mV)	ORP (mV)
		INFLUENTE	EFLUENTE R2	EFLUENTE R4
24	04/12/91	- 022	- 045	- 016
31	11/12/91	- 101	- 301	- 176
38	18/12/91	- 058	- 370	- 135
48	28/12/91	- 150	- 285	- 179
53	02/01/92	- 143	- 246	- 144
59	08/01/92	- 047	- 322	- 193
66	15/01/92	- 095	- 354	- 121
72	21/01/92	- 104	- 426	- 199
72	22/01/92	- 105	- 412	- 201
80	29/01/92	- 098	- 300	- 238

SANTA CATARINA
pH Influyente

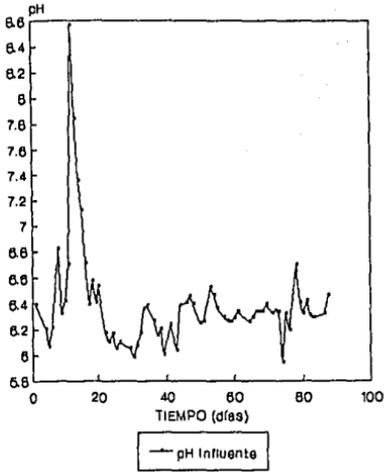


FIGURA 3.1

SANTA CATARINA
Reactor 2 Br: 4 kgDQO/m³ d

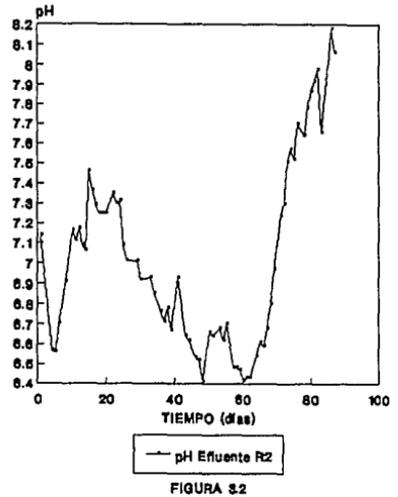


FIGURA 3.2

SANTA CATARINA
Reactor 4 Br: 19.6 kgDQO/m³ d

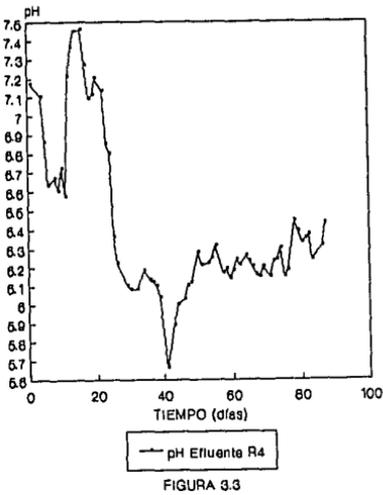


FIGURA 3.3

SANTA CATARINA
Alcalinidad Influyente

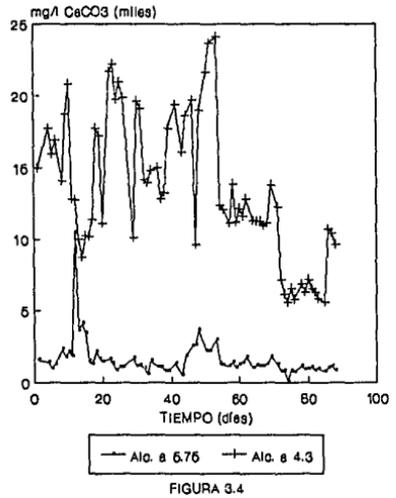


FIGURA 3.4

SANTA CATARINA
 Efluente R2 Br: 4 kgDQO/m³ d

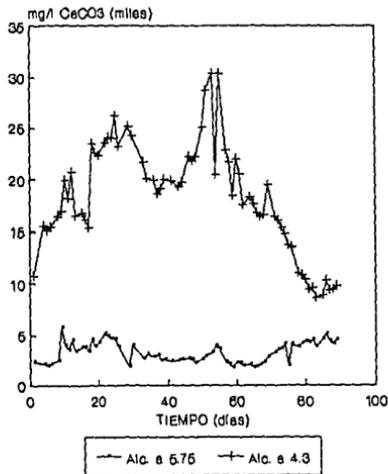


FIGURA 3.6

SANTA CATARINA
 Efluente R4 Br: 19.6 kgDQO/m³ d

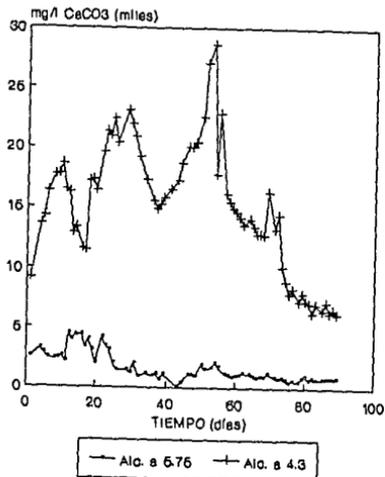


FIGURA 3.8

SANTA CATARINA
 Relación Alfa Influyente

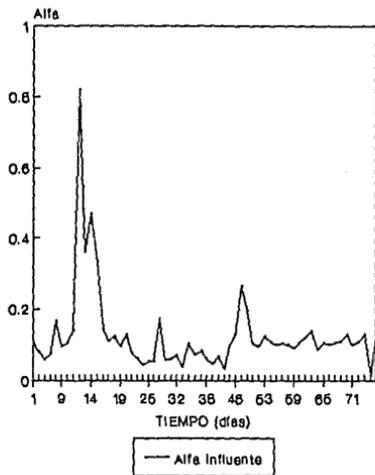


FIGURA 3.7

SANTA CATARINA
 Reactor 2 Br: 4 kgDQO/m³ d

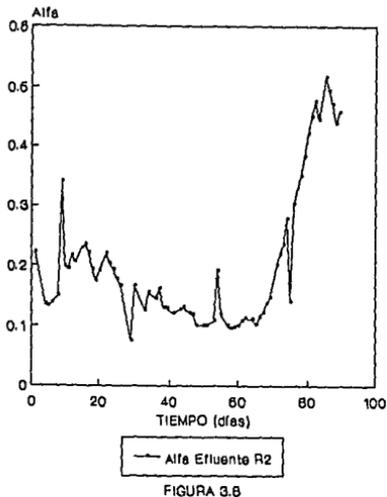


FIGURA 3.8

SANTA CATARINA
Reactor 4. Bv: 19.8 kgDQO/m³ d

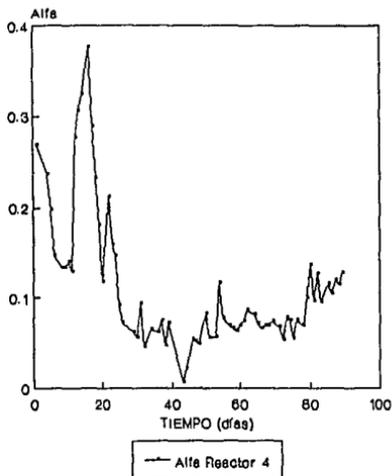


FIGURA 3.9

SANTA CATARINA
REACTOR 2. Bv: 4 kgDQO/m³ d

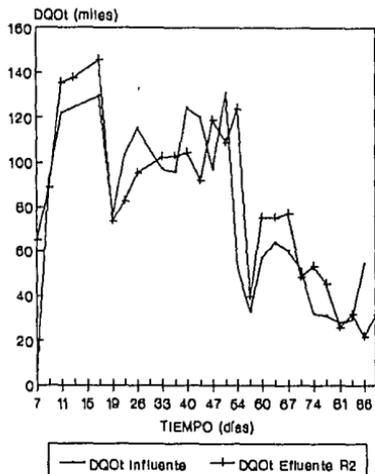


FIGURA 3.10

SANTA CATARINA
REACTOR 2. Bv: 4 kgDQO/m³ d

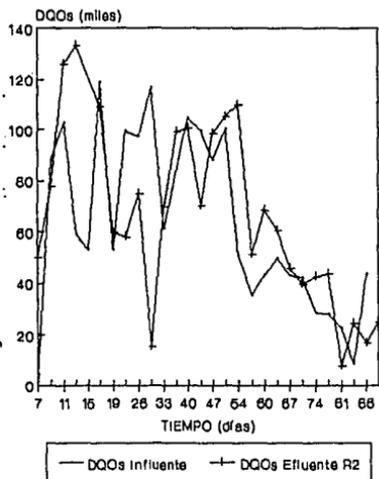


FIGURA 3.11

SANTA CATARINA
Reactor 4. Bv: 19.8 kgDQO/m³ d

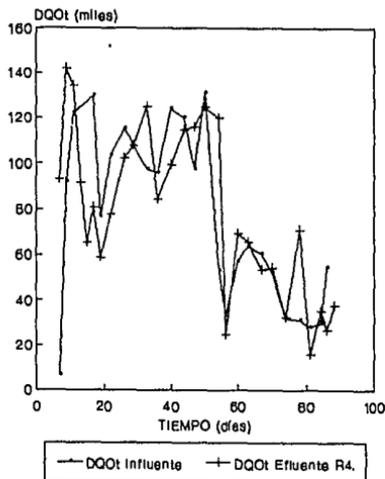


FIGURA 3.12

SANTA CATARINA
 REACTOR 4. Br: 19.6 kgDQO/m³ d

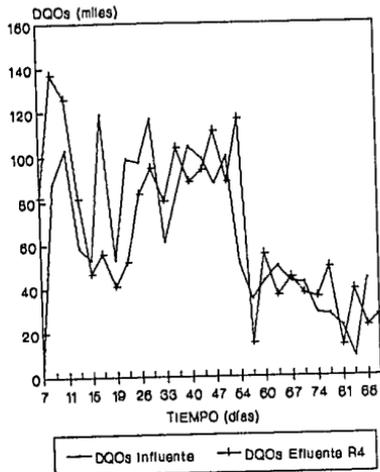


FIGURA 3.13

SANTA CATARINA
 Sólidos Totales

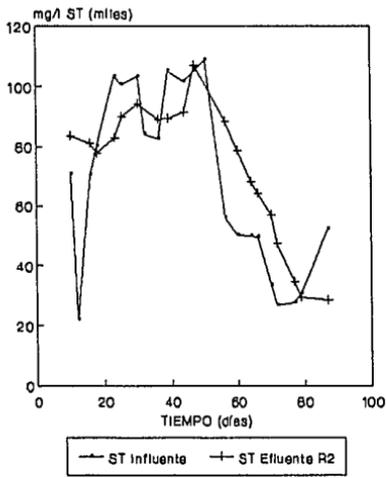


FIGURA 3.14

SANTA CATARINA
 Sólidos Totales Volátiles

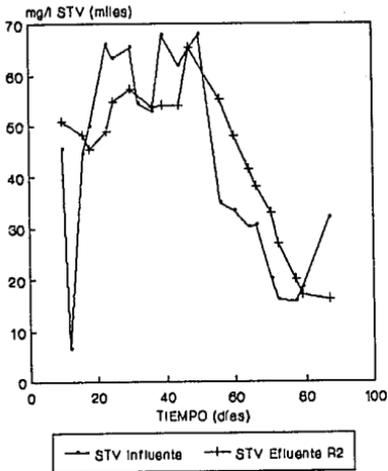


FIGURA 3.15

SANTA CATARINA
 Sólidos Totales Fijos

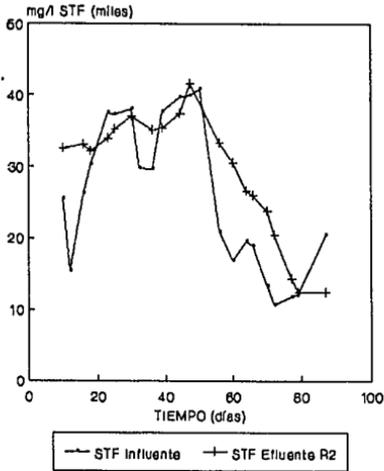


FIGURA 3.16

SANTA CATARINA
Sólidos Totales

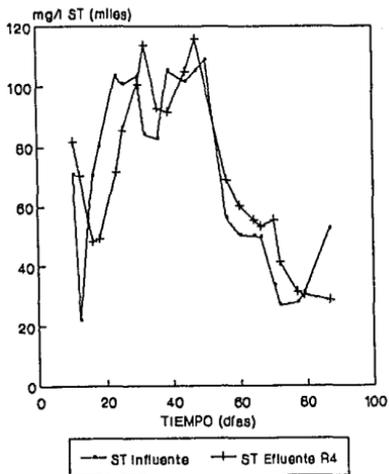


FIGURA 3.17

SANTA CATARINA
Sólidos Totales Volátiles

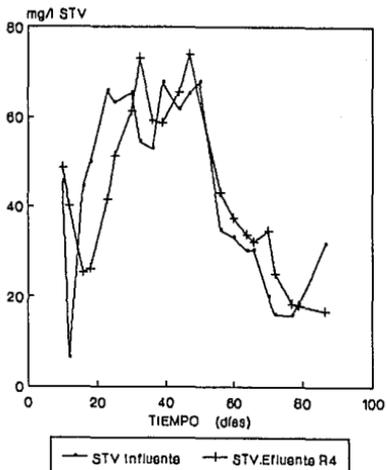


FIGURA 3.18

SANTA CATARINA
Sólidos Totales Fijos

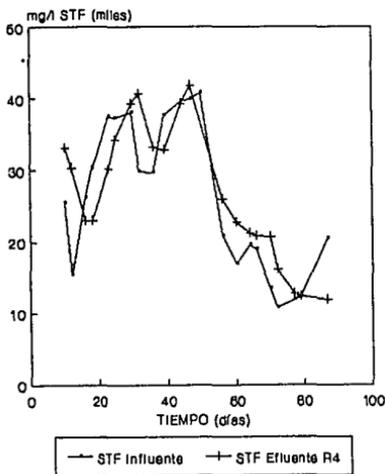


FIGURA 3.19

SANTA CATARINA
Sólidos Suspensivos totales

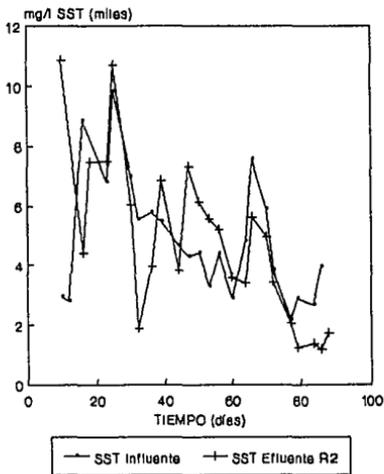


FIGURA 3.20

SANTA CATARINA
Sólidos Suspendedos Volátiles

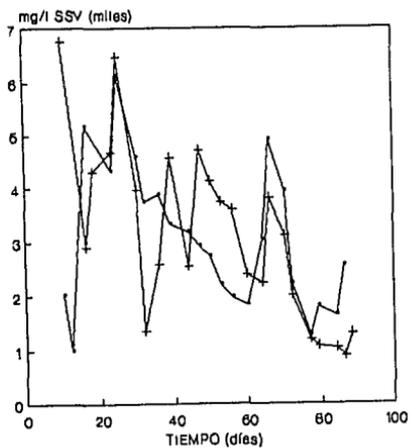


FIGURA 3.21

SANTA CATARINA
Sólidos Suspendedos Fijos

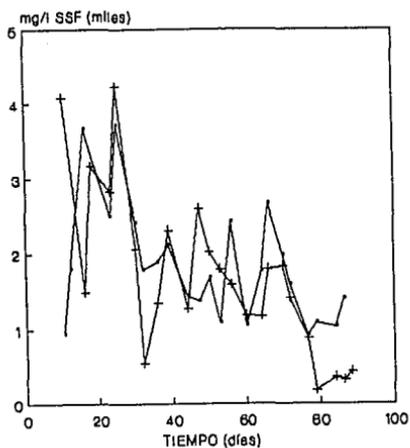


FIGURA 3.22

SANTA CATARINA
Sólidos Suspendedos Totales

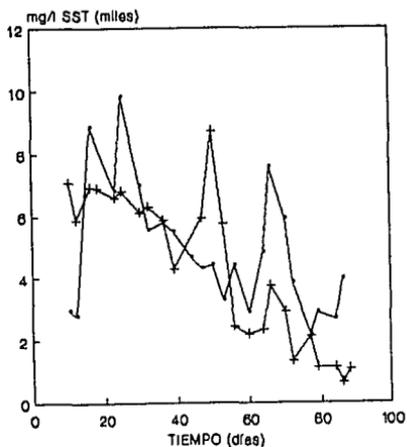


FIGURA 3.23

SANTA CATARINA
Sólidos Suspendedos Volátiles

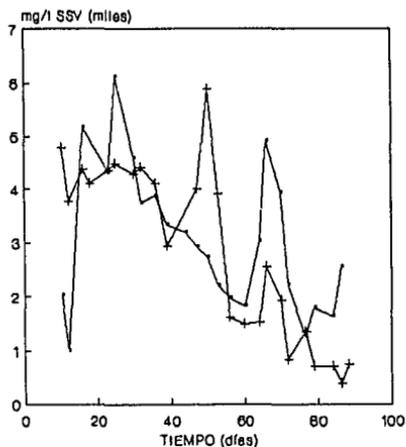


FIGURA 3.24

SANTA CATARINA
Sólidos Suspendidos Fijos

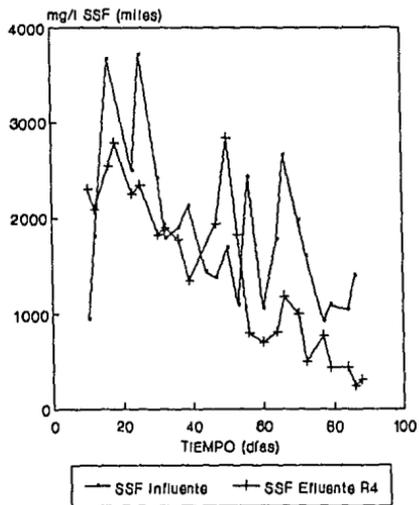


FIGURA 3.25

SANTA CATARINA
Biogás R2 Br: 4 kgDQO/m³ d

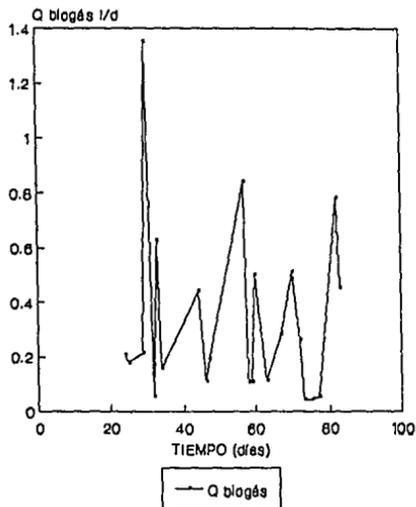


FIGURA 3.26

SANTA CATARINA
Biogás R4 Br: 19.6 kgDQO/m³ d

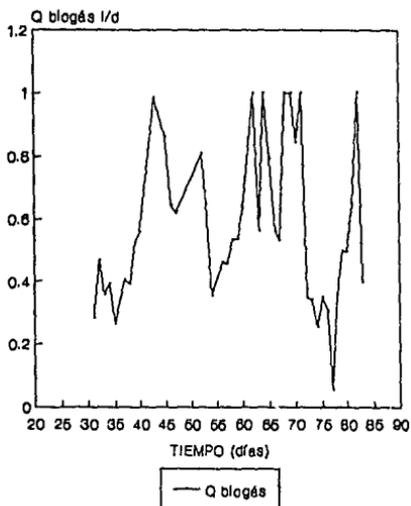


FIGURA 3.27

APENDICE 4

TABLAS Y FIGURAS DE RESULTADOS

PRADOS DE LA MONTAÑA

TABLA 4.1 pH, ALCALINIDAD Y FACTOR ALFA EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE
DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	INF. pH	INF. ALC.a5.75	INF. ALC.a 4.3	INF.P.M. ALFA	EFL. R5 pH	EFL. R5 ALC.a 5.75	EFL. R5 ALC.a 4.3	EFL. R5 ALFA	EFL. R6 pH	EFL. R6 ALC.a 5.75	EFL. R6 ALC.a 4.3	EFL. R6 ALFA
44	14/01/92	6.98	5688.90	8235.36	0.69	7.96	6618.99	8795.22	0.75	7.89	6194.58	8506.26	0.73
45	15/01/92	7.11	6492.57	9156.42	0.71	7.86	6284.88	8343.72	0.75	8.11	6032.04	8136.03	0.74
46	16/01/92	6.80	6131.37	8397.90	0.73	8.27	6194.58	8452.08	0.73	8.27	6248.76	8452.08	0.74
47	17/01/92	7.00	6898.92	9355.08	0.74	7.87	6068.16	8181.18	0.74	7.85	6004.95	8127.00	0.74
48	18/01/92	6.91	5472.18	7151.76	0.77	7.85	6953.10	9011.94	0.77	7.67	7097.58	9355.08	0.76
50	20/01/92	7.00	2004.66	10456.74	0.19	7.74	5327.70	7205.94	0.74	7.34	4713.66	6772.50	0.70
51	21/01/92	6.29	1896.30	3494.61	0.54	7.64	7512.96	10032.33	0.75	7.68	7955.43	10140.69	0.78
52	22/01/92	5.80	216.72	1318.38	0.16	7.55	4000.29	5887.56	0.68	7.16	2763.18	4135.74	0.67
53	23/01/92	5.94	215.60	1164.24	0.19	6.82	1164.24	2015.86	0.58	7.25	1444.52	2350.04	0.61
54	24/01/92					6.67	646.80	1379.84	0.47	6.76	776.16	1444.52	0.54
55	25/01/91	6.31	1336.72	2587.20	0.52	7.13	840.84	1444.52	0.58	7.18	840.84	1422.96	0.59
58	28/01/92	6.40	1832.60	3374.14	0.54	8.02	2748.90	3967.04	0.69		8106.56	10855.46	0.75
59	29/01/92	6.16	689.92	1724.80	0.40	7.41	2856.70	4139.52	0.69	7.28	2220.68	3406.48	0.65
60	30/01/92					7.04	1185.80	2199.12	0.54		1099.56	1811.04	0.61
61	31/01/92					7.57	1336.72	2048.20	0.65	7.38	1088.78	1703.24	0.64
66	05/02/92	6.36	2436.28	3967.04	0.61	7.48	3083.08	4398.24	0.70	7.93	2220.68	3169.32	0.70
67	06/02/92	6.00	754.60	1800.26	0.42	7.48	2716.56	4010.16	0.68	7.95	2026.64	3083.08	0.66
68	07/02/92						1293.60	2069.76	0.63		1121.12	1854.16	0.60

TABLA 4.2 DEMANDA QUIMICA DE OXIGENO EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	INFLUENTE		EFLUENTES				EFICIENCIAS			
				REACTOR 5		REACTOR 6		REACTOR 5		REACTOR 6	
		DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	DQOt	DQOs	%E.DQOt	%E.DQOs	%E.DQOt	%E.DQOs
3	04/12/91	2163.93	1573.77								
5	06/12/91	6491.80	2557.38	1770.49	2360.66	2163.93	1573.77	72.73	7.69	66.67	38.46
8	09/12/91	9125.48	8760.46	9000.00		6387.83	5110.27	1.37	100.00	30.00	41.67
12	13/12/91	9327.16	7967.61	8550.61		9327.94	7190.28	8.33	100.00		9.76
23	24/12/91	7862.07	6206.90	7448.28	7241.38	8275.86	7655.17	5.26			
25	26/12/91	9310.34	4965.52	6827.59	6620.69	7862.07	6620.69	26.67		15.56	
29	30/12/91	6400.00	6600.00	7600.00	6000.00		7800.00		9.09	100.00	
40	10/01/92			9123.97	6347.11	7933.88	5950.41				
43	13/01/92	9123.97	8132.23	8727.27	4958.68	9123.97	6545.45	4.35	39.02	0.00	19.51
47	17/01/92	8528.93	7140.50	8132.23	7140.50	9520.66	6545.45	4.65	0.00		8.33
50	20/01/92	7933.88	7140.50	7140.50	5157.02	7338.84	5950.41	10.00	27.78	7.50	16.67
54	24/01/92	7506.17	7901.23	7506.17	6320.99	6913.58	6123.46	0.00	20.00	7.89	22.50
58	28/01/92	9481.48	8098.77	9086.42	8691.36	7901.23	7506.17	4.17		16.67	7.32
66	05/02/92	5925.93	4740.74	8691.36	7901.23	5925.93	5530.86			0.00	
68	07/02/92			7308.64	6320.99	8296.30	5925.93				

TABLA 4.3 CONTENIDO DE SOLIDOS TOTALES EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	INFLUENTE			EFLUENTE DE LOS REACTORES					
					EF.R5	EF.R5	EF.R5	EF.R6	EF.R6	EF.R6
		ST	STV	STF	ST	STV	STF	ST	STV	STF
2	03/12/91	5996	1800	4196						
4	05/12/91	6908	1988	4920	10560	2728	7832	6076	1812	4264
9	10/12/91	6876	1916	4960	6148	1840	4308	6000	1936	4064
11	12/12/91	8324	2168	6156	5920	1520	4400	6700	2392	4308
16	17/12/91				6796	2276	4520	6840	2316	4524
23	24/12/91	16548	3756	12792	17784	5256	12528	138324	126524	11800
26	27/12/91	23400	7212	16188	17308	3584	13724	17016	3628	13388
29	30/12/91	21384	8016	13368	19560	6012	13548	19944	7116	12828
37	07/01/92	16740	3900	12840	15636	5356	10280	14144	4824	9320
40	10/01/92				18956	6772	12184	19228	6112	13116
44	14/01/92	17564	4776	12788	16728	3856	12872	16700	3576	13124
46	16/01/92	16988	4144	12844	17380	3872	13508	16816	3564	13252
50	20/01/92	28776	12180	16596	19732	5064	14668	19760	5440	14320
52	22/01/92	27796	13112	14684	26164	11344	14820	27220	11900	15320
57	27/01/92	15912	4368	11544	24920	12952	11968	23860	11932	11928
59	29/01/92	25976	12484	13492	19784	7580	12204	22136	9960	12176
65	04/02/92	19860	8260	11600						
67	06/02/92	22928	11004	11924	21976	7480	14496	29964	16128	13836

TABLA 4.4 CONTENIDO DE SOLIDOS SUSPENDIDOS EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	INFLUENTE			EFLUENTE DE LOS REACTORES					
					EF.R5	EF.R5	EF.R5	EF.R6	EF.R6	EF.R6
		SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF	SST	SSV	SSF
2	03/12/91	560	190	370						
4	05/12/91	5760	1000	4760	5770	1120	4650	410	200	210
9	10/12/91	2030	420	1610	390	180	210	420	220	200
11	12/12/91	1430	440	990	270	240	30	310	220	90
23	24/12/91	1200	620	580	710	330	380	690	380	310
26	27/12/91	6950	1610	5340	740	370	370	640	310	330
29	30/12/91	1300	440	860	960	450	510	860	400	460
37	07/01/92				580	330	250	590	320	270
40	10/01/92	620	390	230	710	320	390	640	300	340
46	16/01/92	790	470	320	1510	720	790	1000	500	500
50	20/01/92	1290	420	870	710	320	390	740	330	410
52	22/01/92	1000	460	540	670	330	340	1160	480	680
57	27/01/92	770	250	520	620	240	380	450	220	230
66	05/02/92	560	250	310	390	180	210	620	270	350
68	07/02/92				860	190	670	580	370	210

TABLA 4.5 CONTENIDO DE NITROGENO AMONIACAL EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	INFL. P.M. mg/l N-NH3	EF. R.5 mg/l N-NH3	EFL. R.6 mg/l N-NH3
8	09/12/91	366.8	347.2	268.8
12	13/01/92	2492	1512	2520
19	20/01/92	621.6	403.2	487.2
28	29/01/92		2307.2	2408
34	04/02/92	2416.4		
35	05/02/92		2340.8	2396.8
36	06/02/92	2150.4		

TABLA 4.6 CONTENIDO DE NITROGENO ORGANICO EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	NITROGENO ORGANICO KJELDAHL mg/l		
		INFLUENTE mg/l ORG	EFLUENTE REACTOR 5	EFLUENTE REACTOR 6
8	09/12/91			
12	13/01/92			
19	20/01/92			
28	29/01/92			
34	04/02/92			
35	05/02/92			308
36	06/02/92			

TABLA 4.7 CONTENIDO DE SULFATOS EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	INF. P.M. g/l SO4	EFL.R.5 g/l SO4	EFL. R.6 g/l SO4
25	26/12/91		0.921984	0.148176
32	02/01/92		0.518616	0.189336
39	09/01/92		0.69972	0.584472
47	17/01/92		0.568008	0.518616
53	23/01/92	0.181104	0.222264	0.24696
59	29/01/92		0.238728	0.08232
66	05/02/92		0.12348	0.189336

TABLA 4.8 CONTENIDO DE SULFUROS EN EL INFLUENTE Y EFLUENTE DE LOS REACTORES DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	INF. P.M. mg/l S=	EFL.R.5 mg/l S=	EFL. R.6 mg/l S=
25	26/12/91	0	18.416	36.84
32	02/01/92		55.288	55.288
38	08/01/92		18.424	-2.4286000E-14
57	27/01/92	55.272		
59	29/01/92		92.12	73.696
66	05/02/92		82.908	73.696

TABLA 4.9 PRODUCCION DE BIOGAS EN EL REACTOR 5
DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DÍA	FECHA	BIOGAS L/D	%CH4	%CO2	TPN
7.000	08/12/91			6.630	
8.000	09/12/91	0.987	5.750	7.700	3.823
12.000	13/12/91	0.899	0.370	1.930	0.224
13.000	14/12/91	0.903	6.000	9.630	3.650
15.000	16/12/91	0.896	1.320	3.210	0.797
16.000	17/12/91	0.915	0.978	17.970	0.603
19.000	20/12/91	0.789	0.876	21.180	0.466
20.000	21/12/91	0.972		52.640	
22.000	23/12/91	0.801	2.437	45.580	1.315
23.000	24/12/91	0.879		43.010	
24.000	25/12/91	1.002		2.570	
26.000	27/12/91	0.604	1.432	53.280	0.583
28.000	29/12/91	1.100	0.998	30.170	0.740
29.000	30/12/91	0.936	0.873	34.020	0.550
30.000	31/12/91	0.863	0.302	14.120	0.176
33.000	03/01/92	1.000	0.860		0.579
35.000	05/01/92	1.003	0.204	29.530	0.138
36.000	06/01/92	0.946	0.136	28.890	0.087
37.000	07/01/92	1.000	0.192	23.110	0.129
38.000	08/01/92	0.210			
39.000	09/01/92	1.000	0.117	30.120	0.079
40.000	10/01/92	1.000	0.114	24.280	0.077
41.000	11/01/92	0.357			
42.000	12/01/92	1.124	0.101	42.000	0.076
45.000	15/01/92	1.000	0.154	31.000	0.104
46.000	16/01/92	1.000	0.121	21.330	0.082
47.000	17/01/92	0.068			
49.000	19/01/92	0.042			
50.000	20/01/92	0.112			
51.000	21/01/92	0.025			
52.000	22/01/92	0.043			
53.000	23/01/92	0.043			
56.000	26/01/92	0.054			
58.000	28/01/92	0.048			
59.000	29/01/92	0.061			

TABLA 4.10 PRODUCCION DE BIOGAS EN EL REACTOR 6
DE PRADOS DE LA MONTAÑA

DIA	FECHA	QBIOGAS	%CH4	%CO2	l/d CH4 TPN
		L/D			
33.000	03/01/92	1.000			
37.000	07/01/92	1.000	0.099	0.650	0.067
38.000	08/01/92	0.105	0.090	6.480	0.006
39.000	09/01/92	1.000	0.101	34.660	0.068
40.000	10/01/92	1.000	0.236		0.159
41.000	11/01/92	1.020	0.114	6.594	0.078
42.000	12/01/92	0.056			
43.000	13/01/92	1.046		5.140	
44.000	14/01/92	1.097	0.113	52.640	0.084
45.000	15/01/92	1.000			
46.000	16/01/92	1.000		5.780	
47.000	17/01/92	0.970	0.210	14.760	0.137
48.000	18/01/92	0.175			
49.000	19/01/92	0.211			
50.000	20/01/92	0.086	0.032	89.870	0.002
51.000	21/01/92	0.043	0.112	76.390	0.003
52.000	22/01/92				
53.000	23/01/92	1.000	0.124	14.760	0.084
54.000	24/01/92			1.930	
55.000	25/01/92	0.101		7.700	
56.000	26/01/92	0.054			
57.000	27/01/92			62.270	
58.000	28/01/92	0.097			
59.000	29/01/92	0.123		12.200	
60.000	30/01/92			45.580	
61.000	31/01/92	0.099		24.390	
64.000	03/02/92	0.150		6.420	
65.000	04/02/92	0.098		5.780	
66.000	05/02/92	0.096		3.210	
68.000	07/02/92			10.270	

TABLA 4.11 CONTENIDO DE METALES EN EL LIXIVIADO DE PRADOS DE LA MONTAÑA

Día	Fecha	Corriente	mg/l Na	mg/l K	mg/l Ca	mg/l Fe	mg/l Cu	mg/l Co	mg/l Mo	mg/l Mg	mg/l Ni	mg/l Zn
12	26/11/91	Influente	848.4	560	90.4	131.2	81.0	ND	ND	113.0	1.5	ND
	13/12/91	Ef. R5.		558	122	15.2				151.4		5.4
		Ef. R6.		10360	1728	308.0				2744		2.0
20	21/01/92	Influente	2292	19	16.4	ND	ND	ND	43.2	1.0		
		Ef. R5.	2902	15	11.8	ND	ND	ND	45.2	1.2		
		Ef. R6.	2870	14	14.0	ND	ND	ND	41.6	1.0		

ND NO DETECTADO

TABLA 4.12 ESPECIACION DE METALES EN EL LODO FINAL DEL REACTOR 5 PRADOS DE LA MONTAÑA

$\mu\text{g/g}$ SST	Metales intercambiables	Metales Adsorbidos	Metales ligados a materia orgánica	Metales en forma de carbonatos	Metales en forma de sulfuros
Ca	154.8	14.0	20.7	167.3	31.1
Fe	21.7	2.3	65.6	362.0	853.4
Zn	ND	1.4	ND	ND	ND
Cu	0.7	0.7	2.8	0.7	4.3
Pb	1212.5	6.4	20.7	5.0	3.6
Mg	235.4	14.2	14.3	142.6	92.7
Ni	2.13	0.2	ND	ND	ND
Co	ND	ND	ND	ND	ND
Mo	ND	ND	ND	ND	ND

ND NO DETECTADO

Características del lodo final Reactor 5

Volumen Final del lodo 2 litros

(mg/l) SST	mg/l SSV	(mg/l) SSF
14020	6240	7780
(mg/l) ST	mg/l SV	(mg/l) SF
17600	5100	12500

TABLA 4.13 ESPECIACION DE METALES EN EL LODO FINAL DEL REACTOR 6 PRADOS DE LA MONTAÑA

$\mu\text{g/g}$ SST	Metales intercambiables	Metales Adsorbidos	Metales ligados a materia orgánica	Metales en forma de carbonatos	Metales en forma de sulfuros
Ca	166.9	12.6	20.8	194.7	26.0
Fe	20.5	1.8	58.2	426.7	673.0
Zn	ND	0.7	ND	ND	ND
Cu	0.7	ND	2.2	1.5	3.0
Pb	13.4	6.7	22.4	6.0	4.5
Mg	246.6	7.5	14.9	164.4	74.7
Ni	2.7	ND	ND	ND	ND
Co	ND	ND	ND	ND	ND
Mo	ND	ND	ND	ND	ND

ND NO DETECTADO

Características del lodo final Reactor 6

Volumen Final del lodo 2 litros

(mg/l) SST	mg/l SSV	(mg/l) SSF
13380	5320	8060
(mg/l) ST	mg/l SV	(mg/l) SF
15784	5896	9888

**TABLA 4.14 POTENCIAL DE OXIDO REDUCCION EN EL
LIXIVIADO DE PRADOS DE LA MONTANA**

Dia	Fecha	ORP (mV) INFLUENTE	ORP (mV) EFLUENTE R5	ORP (mV) EFLUENTE R6
3	04/12/91	- 072		
10	11/12/91	- 296	- 341	- 316
27	28/12/91	- 317	- 392	- 380
32	02/01/92	- 308	- 417	- 424
38	08/01/92	- 319	- 397	- 390
45	15/01/92	- 323	- 387	
51	21/01/92	- 120	- 312	- 314
52	22/01/92	- 189	- 316	- 298
59	29/01/92	- 085	- 341	- 346

PRADOS DE LA MONTAÑA
pH Influyente

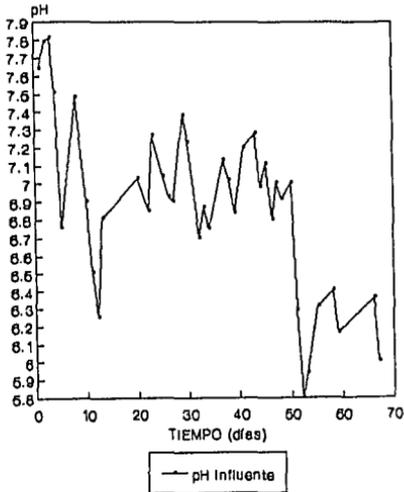


FIGURA 4.1

PRADOS DE LA MONTAÑA
Reactor 6 Bv: 4 kg DQO/m3d

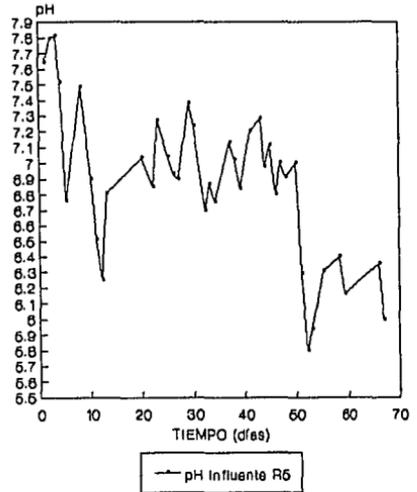


FIGURA 4.2

PRADOS DE LA MONTAÑA
Reactor 6 Bv: 8kgDQO/m3d

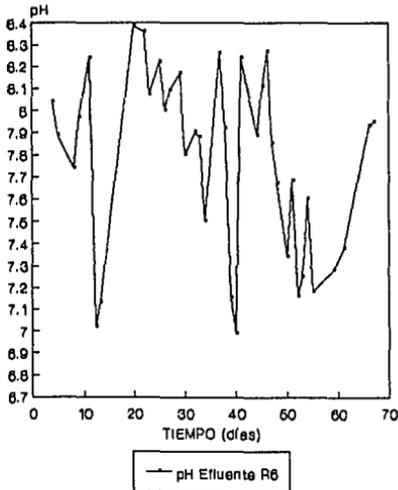


FIGURA 4.3

PRADOS DE LA MONTAÑA
Alcalinidad Influyente

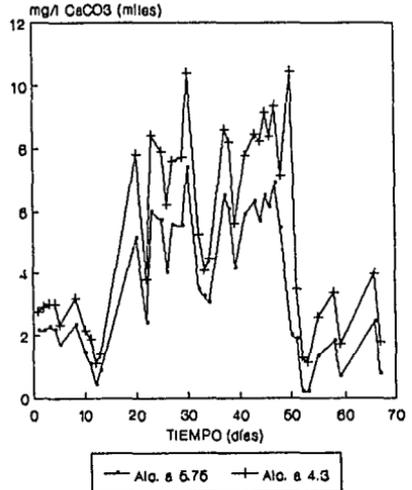


FIGURA 4.4

PRADOS DE LA MONTAÑA
 Efluente Reactor 5 Bv: 4 kgDQO/m³ d

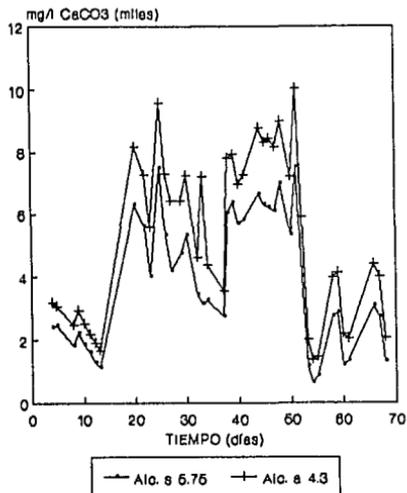


FIGURA 4.6

PRADOS DE LA MONTAÑA
 Efluente Reactor 6 Bv: 8 kgDQO/m³ d

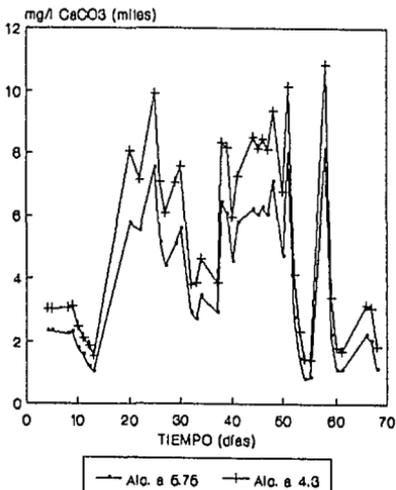


FIGURA 4.6

PRADOS DE LA MONTAÑA
 Relacion Alfa Influyente

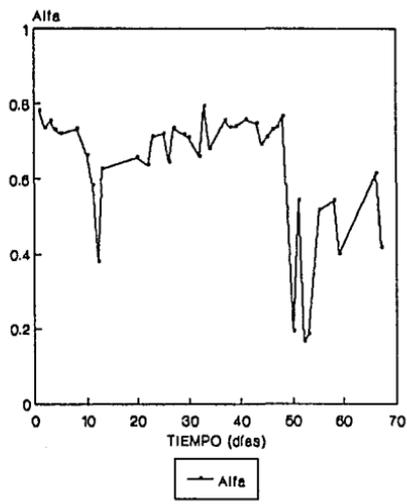


FIGURA 4.7

PRADOS DE LA MONTAÑA
 Reactor 5 Bv: 4 kg DQO/m³ d

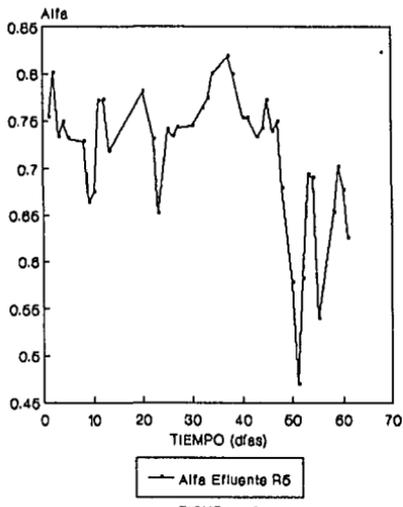


FIGURA 4.8

PRADOS DE LA MONTAÑA
Reactor 6 Bv: 8 kgDQO/m³d

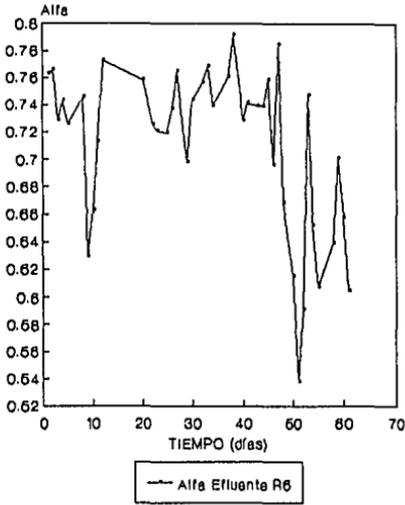


FIGURA 4.9

PRADOS DE LA MONTAÑA
Reactor 6 Bv: 4 kgDQO/m³ d

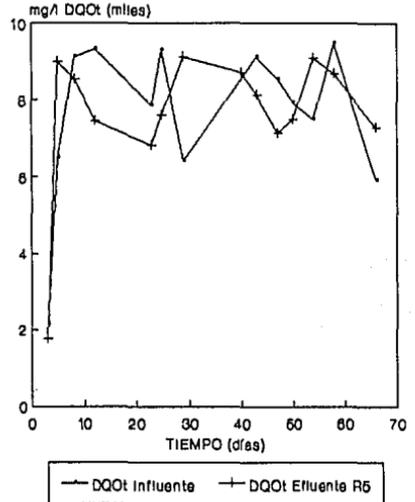


FIGURA 4.10

PRADOS DE LA MONTAÑA
Reactor 6 Bv: 4 kgDQO/m³ d

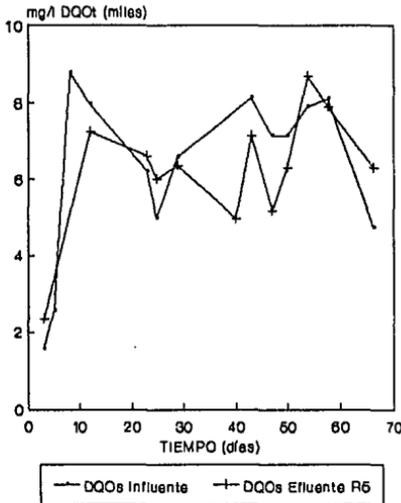


FIGURA 4.11

PRADOS DE LA MONTAÑA
Reactor 6 Bv: 8kgDQO/m³ d

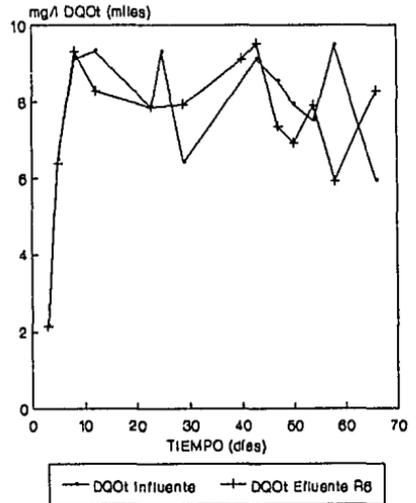


FIGURA 4.12

PRADOS DE LA MONTAÑA
Reactor 6 Bv. 8kgDQO/m³ d

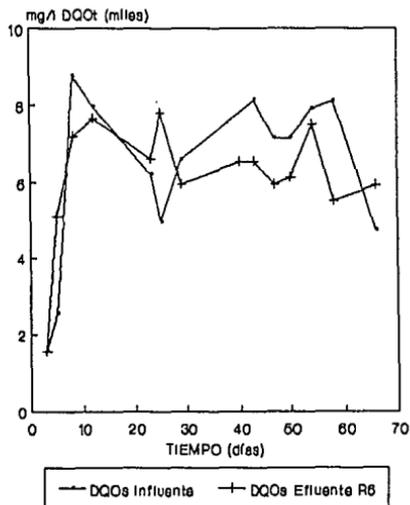


FIGURA 4.13

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Totales

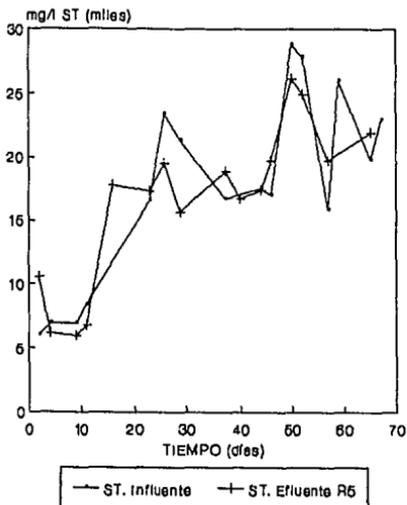


FIGURA 4.14

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Totales Volátiles

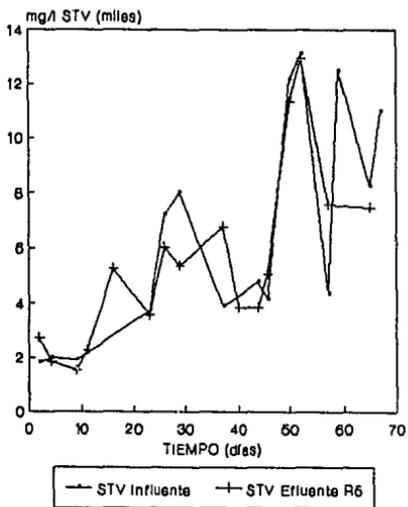


FIGURA 4.15

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Totales Fijos

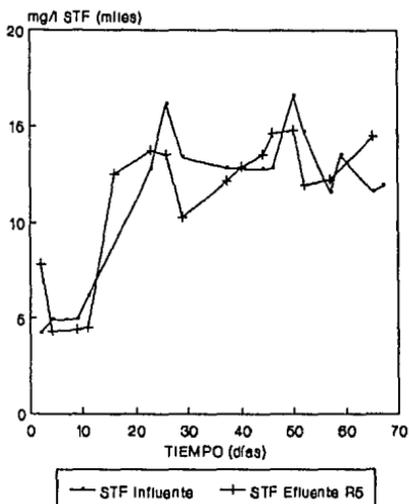


FIGURA 4.16

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Totales

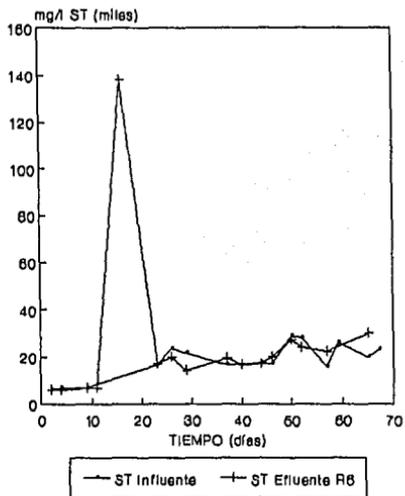


FIGURA 4.17

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Totales Volátiles

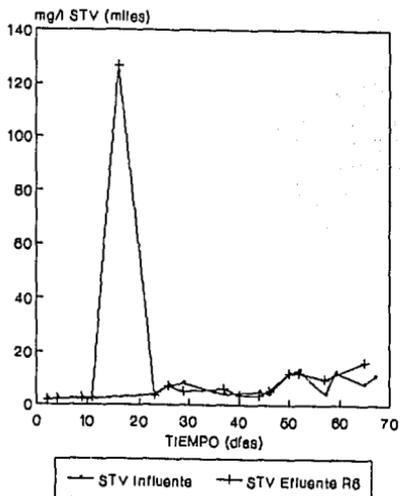


FIGURA 4.18

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Totales Fijos

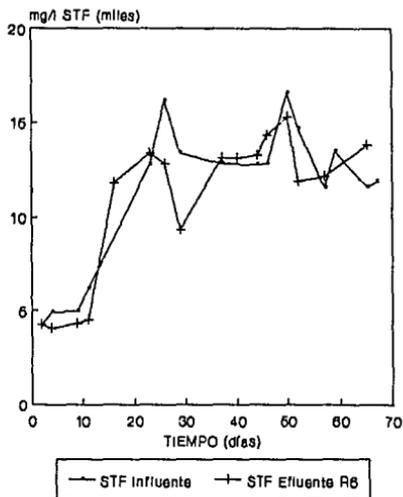


FIGURA 4.19

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Suspendedos Totales

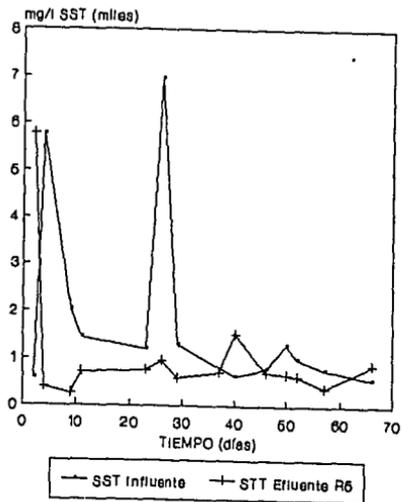


FIGURA 4.20

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Suspendedos Volátiles

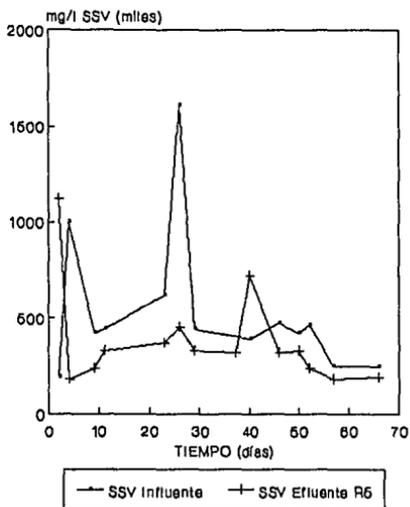


FIGURA 4.21

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Suspendedos Fijos

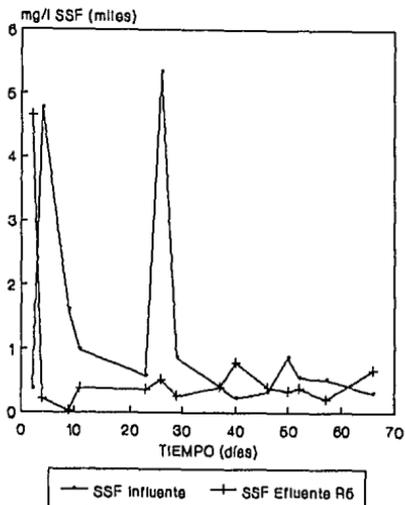


FIGURA 4.22

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Suspendedos Totales

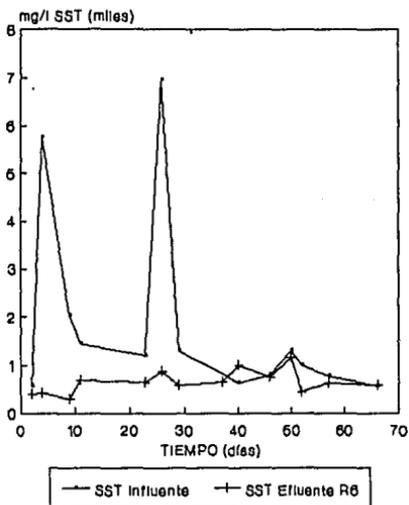


FIGURA 4.23

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Suspendedos Volátiles

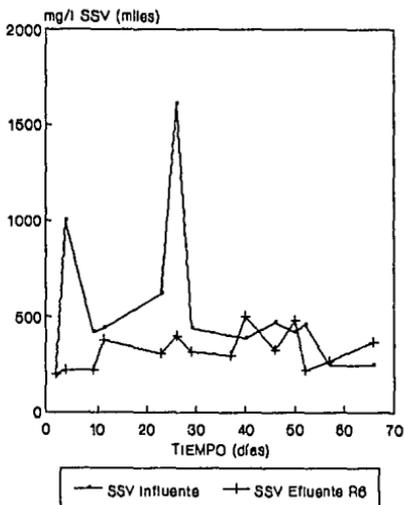


FIGURA 4.24

PRADOS DE LA MONTAÑA
Sólidos Suspendedos Fijos

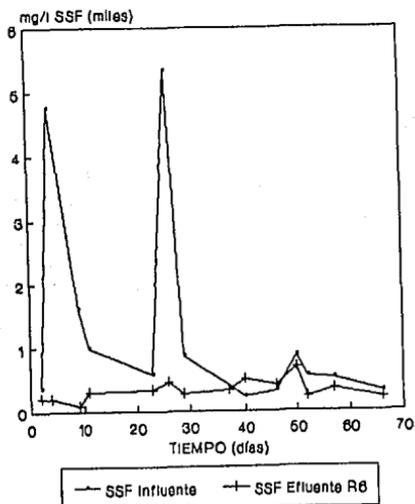


Figura 4.25

PRADOS DE LA MONTAÑA
Biología R6 Br:4 kg DQO/m³ d

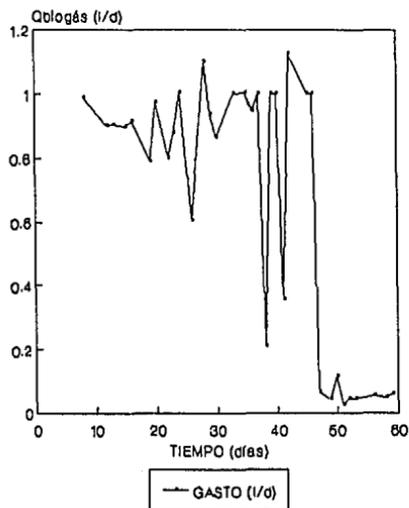


FIGURA 4.26

PRADOS DE LA MONTAÑA
Biología R6 Br:8 kg DQO/m³ d

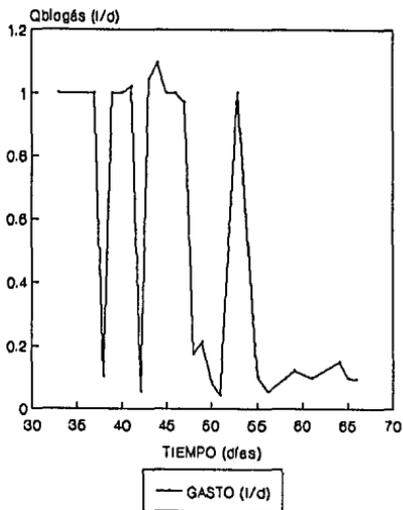


FIGURA 4.27