

Nº 132
251

UNIVERSIDAD NACIONAL AUTONOMA DE MEXICO

FACULTAD DE QUIMICA



**TRATAMIENTO BIOLÓGICO DE UN AGUA
RESIDUAL DE LA INDUSTRIA PROCESADORA
DE DESECHOS DE RASTRO**

T E S I S
Que Para Obtener el Título de:
INGENIERO QUIMICO
P r e s e n t a :
AZAEL VELASCO POBLANO

MEXICO, D. F.

1992

**TESIS CON
FALLA DE ORIGEN**



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.

I

INDICE

| | |
|--|----|
| RESUMEN. | 1 |
| 1. INTRODUCCION. | 2 |
| 2. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA PROCESADORA DE RESIDUOS DE RASTRO. | 4 |
| 2.1 Naturaleza del agua de rastro. | 4 |
| 2.2 Procesos de tratamiento de aguas residuales. | 5 |
| 2.2.1 Fundamentos del proceso anaerobio. | 8 |
| 2.2.1.1 Etapas en la degradación anaerobia de la materia orgánica. | 8 |
| 2.2.1.1.1 Primera etapa: Hidrólisis y fermentación. | 8 |
| 2.2.1.1.2 Segunda etapa: Acetogénesis. | 9 |
| 2.2.1.1.3 Tercera etapa: Metanogénesis. | 10 |
| 2.2.1.2 Evolución de los procesos anaerobios. | 12 |
| 2.2.1.2.1 Reactores anaerobios de primera generación. | 12 |
| 2.2.1.2.2 Reactores anaerobios de segunda generación. | 16 |
| 2.2.1.2.3 Reactores anaerobios de tercera generación. | 19 |
| 2.2.1.3 Inóculo. | 20 |
| 2.2.1.4 Composición del sustrato. | 20 |

II

| | | |
|---------|--|----|
| 2.2.2 | Tipos de reactores aerobios. | 23 |
| 2.2.2.1 | Procesos de tipo extensivo (lagunas). | 23 |
| 2.2.2.2 | Lodos activados. | 26 |
| 2.2.2.3 | Procesos de biopelícula. | 30 |
| 2.2.3 | Ventajas y desventajas de los procesos anaerobio y aerobio. | 33 |
| 2.2.3.1 | Ventajas y desventajas del proceso aerobio. | 33 |
| 2.2.3.2 | Ventajas y desventajas del proceso anaerobio. | 34 |
| 2.3 | Antecedentes experimentales. | 36 |
| 3. | ARREGLO EXPERIMENTAL Y TECNICAS ANALITICAS. | 54 |
| 3.1 | Arreglo experimental. | 54 |
| 3.1.1 | Reactor UASB-Híbrido. | 54 |
| 3.1.2 | Reactor aerobio. | 56 |
| 3.1.3 | Inoculación. | 56 |
| 3.1.4 | Características del agua de desecho. | 58 |
| 3.2 | Técnicas analíticas. | 59 |
| 4. | RESULTADOS Y DISCUSION. | 63 |
| 4.1 | Reactor anaerobio. | 64 |
| 4.1.1 | Arranque. | 64 |
| 4.1.2 | Operación. | 64 |
| 4.1.3 | Análisis de resultados. | 68 |
| 4.2 | Reactor aerobio. | 82 |

III

| | |
|--------------------------|-----|
| 4.2.1 Arranque. | 82 |
| 4.2.2 Operación. | 83 |
| 5. CONCLUSIONES. | 96 |
| 6. BIBLIOGRAFIA. | 98 |
| ANEXO . RESULTADOS. | 102 |

IV

INDICE DE TABLAS

| | |
|---|----|
| TABLA 2.1 Caracterización de las aguas de los diferentes estudios. | 36 |
| TABLA 2.2 Operación y resumen de resultados de reactores anaerobios. | 44 |
| TABLA 3.1 Características del lodo de inóculo. | 56 |
| TABLA 3.2 Caracterización de las aguas que componen la mezcla de alimentación. | 59 |
| TABLA 4.1 Diferentes etapas de operación de los reactores anaerobio y aerobio. | 63 |
| TABLA 4.2 Análisis de metales. | 66 |
| TABLA 4.3 Resumen de resultados de la operación de ambos reactores. | 69 |
| TABLA 4.4 Resultados de distintas experiencias para el tratamiento de aguas similares. | 76 |

INDICE DE FIGURAS

| | | |
|----------|---|----|
| FIG. 2.1 | Esquema del flujo de energía en los procesos biológicos del tratamiento de aguas residuales. | 7 |
| FIG. 2.2 | Esquema de degradación de la materia orgánica durante el proceso anaerobio. | 11 |
| FIG. 2.3 | Reactores anaerobios de primera generación. | 22 |
| FIG. 2.4 | Reactores anaerobios de segunda generación. | 22 |
| FIG. 2.5 | Sistemas de lagunas. | 25 |
| FIG. 2.6 | Sistemas de lodos activados. | 29 |
| FIG. 2.7 | Procesos de biopelícula. | 32 |
| FIG. 3.1 | Esquema del reactor anaerobio (híbrido). | 57 |
| FIG. 3.2 | Esquema del sistema de lodos activados. | 57 |
| FIG. 4.1 | Comportamiento del pH reactor anaerobio. | 77 |
| FIG. 4.2 | Comportamiento de la alcalinidad reactor anaerobio. | 77 |
| FIG. 4.3 | Comportamiento de la DQOt reactor anaerobio. | 78 |
| FIG. 4.4 | Comportamiento de la DQOs reactor anaerobio. | 78 |
| FIG. 4.5 | Eficiencia de remoción de DQOt y DQOs reactor anaerobio. | 79 |
| FIG. 4.6 | Comportamiento de los ST reactor anaerobio. | 79 |
| FIG. 4.7 | Comportamiento de los STV reactor anaerobio. | 80 |

VI

| | |
|--|----|
| FIG. 4.8 Comportamiento de los SST reactor anaerobio. | 80 |
| FIG. 4.9 Comportamiento de los SSV reactor anaerobio. | 81 |
| FIG. 4.10 Producción de gas reactor anaerobio. | 81 |
| FIG. 4.11 Comportamiento del pH reactor aerobio. | 91 |
| FIG. 4.12 Comportamiento de la alcalinidad reactor aerobio. | 91 |
| FIG. 4.13 Comportamiento de los SST reactor aerobio. | 92 |
| FIG. 4.14 Comportamiento de los SSV reactor aerobio. | 92 |
| FIG. 4.15 Comportamiento de la DQOt reactor aerobio. | 93 |
| FIG. 4.16 Comportamiento de la DQOs reactor aerobio. | 93 |
| FIG. 4.17 Eficiencia de remoción de DQOt y DQOs reactor aerobio. | 94 |
| FIG. 4.18 Comportamiento de los SSV en el licor mezclado. | 94 |
| FIG. 4.19 Comportamiento de los diferentes TRH manejados reactor aerobio. | 95 |
| FIG. 4.20 Eficiencias de remoción alcanzadas por el sistema global para los diferentes TRH. | 95 |

RESUMEN

El estudio se llevó a cabo en un tren de tratamiento anaerobio-aerobio, con agua de una planta procesadora de desechos de rastro para la fabricación de harina animal. El agua presentó un alto contenido de grasas (990mg/l) y DBO total de 7000mg/l, de la cual 50% se encontraba como DBO soluble. El tiempo total de operación fue de 90 días, incluyendo 15 días de suspensión por falta de agua.

El módulo anaerobio UASB-Híbrido, se alimentó en continuo a una carga orgánica de 5.9 KgDBO/m³d, tiempo de retención de 1.2 días y temperatura controlada a 35°C. Se obtuvieron eficiencias de remoción de DBO total y soluble del 54.3% y 35.7% respectivamente; las grasas se removieron en un 60%, al parecer por medios físicos, no metabolizadas y la producción de biogas fue mínima (0.0396 m³ CH₄/KgDBOrem).

El sistema aerobio se operó en tres periodos, con tiempos de retención de 3, 2 y 1 día, teniéndose remociones de DBO total de 85.0%, 88.8% y 89.1% respectivamente. Con respecto al sistema global, los mejores resultados se obtuvieron a tiempos de retención global de 3.2 y 2.2 días con eficiencias de remoción de DBO total de 93.6 y 95% respectivamente.

Mediante el uso de un sistema de tratamiento biológico combinado, anaerobio-aerobio se pudo obtener una buena calidad de efluente, a costos de operación que resultarían comparativamente bajos.

1. INTRODUCCION.

El ordenamiento legal para el tratamiento de las aguas residuales en México, se inicia a principios de la década de los 70's, cuando la Secretaría de Recursos Hidráulicos y la Secretaría de Salubridad y Asistencia emiten la primera reglamentación (Reglamento para la Prevención y Control de la Contaminación del Agua).

De aproximadamente 30,000 descargas de agua registradas (descarga municipales e industriales), sólo se han construido 400 plantas de tratamiento cuya capacidad es de aproximadamente 28.4 m³/s que corresponde al 11 % del caudal de las aguas generadas (Collervides J.G., IMTA-CNA, 1990).

Adicionalmente al limitado número de plantas de tratamiento existentes y al funcionamiento poco satisfactorio que tienen, un gran número de los sistemas operados es de tipo lodos activados; los lodos producidos por estos procesos son evacuados en ríos, campos, alcantarillado o relleno sanitario provocando problemas de contaminación. Es evidente que los procesos convencionales de tratamiento de agua no han representado una respuesta adecuada a las necesidades de saneamiento de los cuerpos de agua del país. Las razones son muy diversas, pero la que se manifiesta con mayor frecuencia es la falta de operación y el abandono en el que se encuentran las plantas. Son muchos los casos en que las industrias no pueden solventar a satisfacción los consumos de energía de los procesos aerobios, pues si bien los créditos para su construcción son manejables, no se consideran los recursos para operación y mantenimiento al momento de seleccionar el proceso.

Es por esto, que al agravarse cada vez más el problema de la contaminación de las aguas, surge la necesidad de proponer nuevas alternativas para el tratamiento de las mismas. Ante tal situación, toma auge el tratamiento anaerobio, el cual durante muchos años permaneció olvidado por incosteable e inestable y que en la actualidad, debido a avances científicos y tecnológicos, se presenta más atractivo que el proceso aerobio particularmente para aguas concentradas en materia orgánica. La principal razón de esto es que requiere menores costos de operación y mantenimiento, además de generar menos lodos de desecho y producir gas metano, el cual puede ser utilizado. La combinación de los sistemas biológicos anaerobio y aerobio se presenta como una alternativa particularmente atractiva para el tratamiento de las aguas residuales industriales biodegradables, ya que con la unión de ambos se obtiene un sistema que ofrece una alta calidad de efluente a bajo costos de operación y mantenimiento, con una mínima producción de lodo.

El estudio que aquí se presenta se realizó con el propósito de alcanzar los siguientes objetivos:

- Determinar el grado de biodegradabilidad del agua residual proveniente del proceso de elaboración de harina proteica a partir de desechos de rastro, mediante un estudio de tratabilidad en el laboratorio.
- Proponer un sistema de tratamiento biológico (anaerobio-aerobio) para el tratamiento del agua residual de esta industria.
- Determinar los parámetros de diseño del sistema de tratamiento a escala real, con el propósito de que su efluente cumpla con las normas establecidas por SEDUE.

2. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE LA INDUSTRIA PROCESADORA DE RESIDUOS DE RASTROS.

2.1. NATURALEZA DEL AGUA DEL PROCESADO DE RESIDUOS DE RASTRO.

Las aguas residuales de la industria procesadora de residuos de rastro, en gran parte son descargadas a las redes de drenaje municipal, sin recibir tratamiento previo alguno, causando de esta manera, un gran problema de contaminación.

Las operaciones principales del procesamiento de desechos de rastro son de cocimiento e hidrolizado de los productos en autoclaves y tanques a presión, seguido del deshidratado y molienda de los productos ya cocidos.

Durante el procesamiento de los residuos animales (huesos, sangre, plumas, pieles, etc.), para la obtención de productos con alto contenido proteico para la alimentación animal (principalmente harinas) se generan aguas residuales las cuales provienen principalmente de:

- Purgas de autoclaves:

Durante esta operación se realiza un precocido de la materia prima, proceso en el cual se produce una cantidad aproximada de agua residual diaria de 0.085 m^3 por tonelada de alimento proteico obtenida.

- Descarga de autoclaves y digestores:

El cocido de la materia prima se realiza mediante vapor; al terminar el proceso los condensados generados son descargados a tanques de sedimentación. El volumen generado de agua residual durante la descarga de autoclaves y digestores es de aproximadamente 0.0062 m^3 y 0.339 m^3 respectivamente, por tonelada

de alimento proteico obtenida.

- Lavado de gases:

El lavado de gases que provienen de las deshidratadoras se lleva a cabo para la eliminación de olores; se generan aguas residuales con un volumen aproximado de 0.40 m^3 por tonelada de alimento proteico obtenida.

- Servicios sanitarios:

En la planta los empleados cuentan con los servicios sanitarios normales, donde se generan aguas residuales en una cantidad aproximada de 0.10 m^3 por empleado.

En menor cantidad las aguas residuales provienen del proceso de purgas de calderas con un volumen aproximado de 0.016 m^3 por tonelada de alimento proteico obtenida, y otros (ej. lavado de pisos de la zona de producción) con un volumen de 0.070 m^3 por tonelada de alimento proteico obtenida.

La mayor contribución al agua residual en carga contaminante está dada por la purga y descarga de autoclaves.

2.2. PROCESOS DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES.

Las necesidades de disposición de las aguas residuales han propiciado el desarrollo de diferentes sistemas de tratamiento según las particularidades del lugar y tipo de agua residual.

Para realizar el tratamiento de aguas residuales existen los siguientes grupos de procesos: Los físicos, fisicoquímicos y los biológicos. Los primeros sólo son aplicados en aguas con contaminantes en suspensión; por razones técnicas y económicas los segundos son aplicados en aguas con contaminantes inorgánicos o con materia orgánica no biodegradable; mientras que los terceros

se utilizan cuando los principales componentes son biodegradables.

De esta manera y salvo muy contadas excepciones, los desechos líquidos de la industria alimentaria, la agroindustria, así como las aguas negras municipales, son tratadas por vía biológica.

En el tratamiento biológico, las reacciones bioquímicas que se llevan a cabo son las mismas que se realizan en el medio natural (río, lago, suelo), sólo que en forma controlada y a velocidades de reacción mayores, razón por la que resulta ser el sistema de tratamiento técnica y económicamente más adecuado para este tipo de desechos.

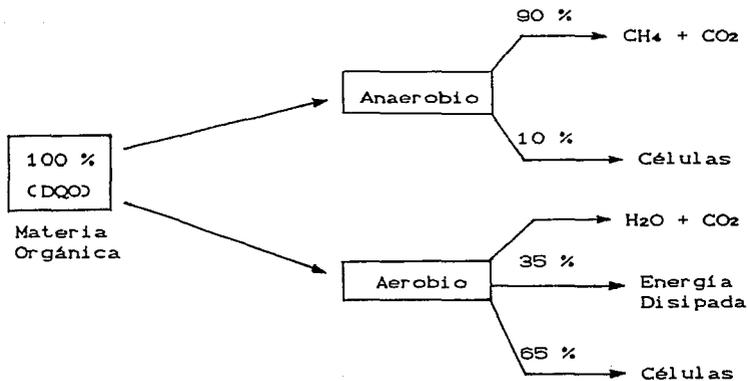
En los procesos biológicos, la materia orgánica contaminante se utiliza como alimento para los microorganismos presentes en tanques o reactores. De esta forma obtienen la energía necesaria para reproducirse y llevar a cabo sus funciones vitales. Con esto, los compuestos contaminantes son transformados en nuevas células y otros productos que pueden ser más fácilmente separados del agua.

La principal división de los diversos procesos biológicos existentes para el tratamiento de aguas residuales, se hace en relación a la forma en que los microorganismos utilizan el oxígeno. Es así que se tienen los procesos aerobios (requieren de oxígeno) y los anaerobios (requieren la ausencia estricta de oxígeno). Esto se traduce en sistemas muy diferentes entre sí, tanto en su microbiología, como en sus aplicaciones, su ingeniería y su control.

Dado que los microorganismos son los responsables de llevar a cabo un proceso biológico, sus características metabólicas determinarán el tipo de aplicación, las ventajas y desventajas del proceso en cuestión. Las principales características, desde el

punto de vista energético, se esquematizan en la figura 2.1. La energía contenida en la materia orgánica contaminante utilizada por los microorganismos, medida como demanda química de oxígeno (DQO) o como demanda bioquímica de oxígeno (DBO), es transformada en diversos productos, dependiendo del metabolismo aerobio o anaerobio de la célula. Así, una bacteria anaerobia utilizará el 10 % de la energía contenida en su alimento o sustrato para funciones de reproducción, dando origen a nuevas células y el 90 % restante lo dirigirá a la producción de gas metano. Por su parte, la bacteria aerobia empleará, en presencia de oxígeno, de 60 a 65% de la energía del sustrato en la síntesis celular, la fracción restante se utiliza para llevar a cabo esa y otras funciones metabólicas y disipada en forma de calor.

FIGURA 2.1. Esquema del flujo de energía en los procesos biológicos del tratamiento de aguas residuales.



2.2.1. FUNDAMENTOS DEL PROCESO ANAEROBIO.

Las condiciones básicas para que se lleve a cabo el proceso de la metanogénesis son:

- Anaerobiosis estricta.
- Condiciones reductoras rigurosas ($\ll -330$ mv.).
- Ausencia de aceptores minerales finales que favorezcan otras vías en competición con la metanogénesis (ej. NO_3^- , NO_2^- , $\text{SO}_4^{=}$).
- pH de 6.7 a 7.8 .
- Temperatura de 30 a 38°C (intervalo mesofílico), ó 50 a 60°C (intervalo termofílico), siendo las temperaturas óptimas 35 y 55°C respectivamente.

Una vez cumplidas estas condiciones habrá que respetar las exigencias específicas de cada grupo de bacterias involucrado, así como la ausencia de inhibidores o tóxicos.

Un digester anaerobio no podrá funcionar correctamente si por lo menos no se respetan las 3 primeras condiciones mencionadas. Por lo general estas condiciones se autoestablecen en los reactores anaerobios no habiendo necesidad de reducir previamente el influente, siempre que se opere adecuadamente.

El fenómeno de la digestión anaerobia se desarrolla esencialmente en tres etapas (Mc Inerney & Bryant, 1981) que son: Hidrólisis y fermentación, acetogénesis y metanogénesis.

2.2.1.1. Etapas en la degradación anaerobia de la materia orgánica.

2.2.1.1.1. Primera etapa: Hidrólisis y fermentación.

Es aquí donde se inicia el fenómeno de digestión anaerobia. Los polímeros naturales tales como la celulosa, lípidos,

proteínas, etc. y compuestos de más bajo peso molecular (aminoácidos, monosacáridos, compuestos aromáticos etc.), son transformados por hidrólisis y fermentación en ácidos carboxílicos, alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono. Los ácidos carboxílicos producidos son principalmente ácidos grasos volátiles: acético, propiónico, n e iso-butírico, n e iso-valérico.

Durante esta etapa, si no se controla bien el reactor, puede ocurrir una desestabilización completa del proceso, dado que en el caso de una sobrecarga, la hidrólisis de la materia orgánica provoca una sobreproducción de ácidos grasos volátiles, los cuales van a acidificar en gran medida el medio y disminuir el pH hasta niveles inhibitorios.

2.2.1.1.2. Segunda etapa: Acetogénesis.

Las bacterias acetogénicas productoras obligadas de hidrógeno (OHPA por sus siglas en inglés), oxidan los productos de la fermentación como propionato y butirato a acetato, dióxido de carbono, e hidrógeno. Estas reacciones son termodinámicamente desfavorables en condiciones estándar, y sólo se producen en presencia de grupos de microorganismos capaces de consumir el hidrógeno producido (fenómeno de sintrofia: intercambio de nutrientes entre especies) en un digestor anaerobio este papel lo llevan a cabo las bacterias metanogénicas hidrogenofílicas. Estos mantienen la presión parcial suficientemente baja como para volver favorable la reacción de oxidación. El hidrógeno juega así un rol regulador en el curso de la fermentación anaerobia.

La etapa de la deshidrogenación acetogénica es el nexo

imprescindible entre las etapas de hidrólisis/acidogénesis y metanogénesis. En ella se generan los dos sustratos principales para la fase terminal de la conversión metanogénica de materia orgánica, acetato y H_2/CO_2 . Si aumenta la concentración de hidrógeno en el digestor se acumulan los sustratos de la fase acidogénica. Por tanto, un efecto de la disminución de la actividad metanogénica será la acumulación de ácidos grasos volátiles, y en consecuencia la acidificación del reactor.

2.2.1.1.3. Tercera etapa: Metanogénesis.

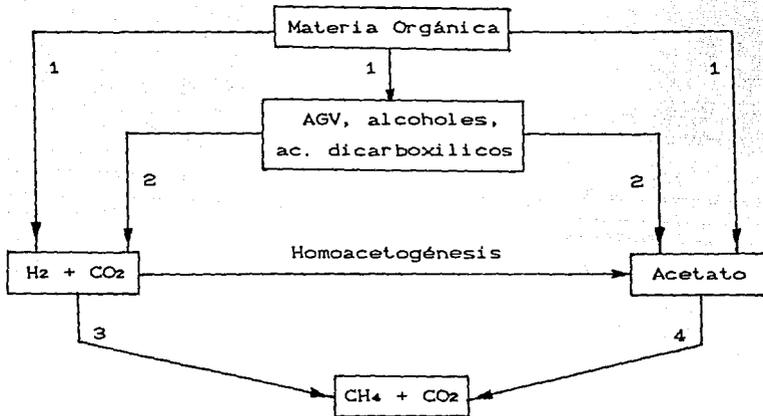
Ultima etapa del proceso anaerobio, donde la degradación de la materia orgánica es llevado a cabo por grupos de bacterias metanogénicas.

Las bacterias metanogénicas son anaerobias estrictas y es necesario tener potenciales de óxido-reducción inferiores a -330 mv para que pueda iniciarse la metanogénesis. Estas dos características hacen que las bacterias deban ser manipuladas en condiciones de anaerobiosis perfectas.

Las bacterias metanogénicas oxidan un número reducido de sustratos: hidrógeno, formato, metanol, metilaminas, acetato, etanol y ciclopentanol (Rouviere y Wolfe 1988, Widdel 1986).

Dentro del grupo de bacterias metanogénicas, las más importantes son las bacterias metanogénicas acetoclásticas, las cuales producen metano a partir del grupo metil del acetato. Esta reacción es de suma importancia dado que un 73 % de metano producido por los digestores anaerobios viene del acetato (Smith y Mah, 1966). La figura 2.2 muestra un esquema de la degradación de materia orgánica durante el proceso anaerobio.

FIGURA 2.2. Esquema de degradación de la materia orgánica durante el proceso anaerobio.



Adaptada de Wilkie, A. 1986 y Jean-Pierre Guyot 1990.

- 1.- Bacterias Hidrolíticas y fermentadoras.
- 2.- Bacterias Sintróficas OHPA (Acetógenas productoras de H₂)
- 3.- Bacterias Metanogénicas Hidrogenofílicas.
- 4.- Bacterias Metanogénicas Acetoclásticas.

Algunos aspectos que deben de tomarse en cuenta con respecto al control y estabilidad de la digestión anaerobia son los factores externos: Características del agua residual, tipo y concentración de los contaminantes (Complejidad, composición, fracción soluble), algunas variaciones temporales en la composición, DQO, pH, contenido de sales, alcalinidad, etc. Un

punto importante, está en el control apropiado del reactor en respuesta a un monitoreo de parámetros que indiquen un desequilibrio o desorden en el proceso anaerobio. Esto puede resultar en la adición de ácido o álcali para el control de pH, la adición de nitrógeno, fósforo u otros nutrientes para una nutrición apropiada de los microorganismos.

2.2.1.2. Evolución de los procesos anaerobios.

La evolución de la tecnología anaerobia ha dado lugar a tres generaciones de reactores. La primera comprende aquellos procesos en donde la biomasa se encuentra en suspensión; en la segunda generación, los microorganismos son retenidos en el reactor, ya sea al proporcionarles un soporte para que se adhieran en forma de biopelícula, o bien por medio de su sedimentación; los reactores de tercera generación tienen también los microorganismos en forma de biopelícula, pero el soporte se expande o fluidifica con altas velocidades de flujo.

2.2.1.2.1. Reactores anaerobios de primera generación.

Los reactores anaerobios más primitivos son la fosa séptica y los digestores del tipo rural con alimentación semicontinua, de los que se tienen referencias desde el siglo pasado. Estos últimos son utilizados para la producción de biogás a partir de desechos agrícolas y ganaderos.

Fosa séptica y tanque imhoff .- La fosa séptica puede considerarse como un digestor convencional a escala muy reducida, en donde las condiciones anaerobias estrictas no son siempre cumplidas ya que existen zonas anóxicas. Su uso se ha limitado a

tratar las aguas de desecho de casas habitación, escuelas, hospitales etc., generalmente en zonas rurales en donde no existe el servicio de drenaje. Dado que su principal función se limita a la hidrólisis de la materia orgánica en suspensión, para lograr una buena eficiencia es necesario que la fosa evacúe en un sistema de zanjas de absorción colocadas en el suelo, el cual se encargará de realizar la estabilización de la materia orgánica. Los tiempos de retención en estos sistemas son variables (entre 4 y 10 días).

Por su parte, el tanque Imhoff es un sistema un poco más elaborado que el anterior, ya que crea dos compartimientos distintos, el de decantación y el de digestión. Esto impide en cierto modo que los productos de la hidrólisis de los lodos sean evacuados por el efluente, lo que se refleja en mejores eficiencias de tratamiento. Las aplicaciones han sido a nivel de pequeñas comunidades, en donde la fosa séptica no sería recomendable debido al volumen que requeriría. En ambos sistemas una evacuación periódica de los lodos acumulados es necesaria (generalmente un año para el tanque imhoff y 2 años para la fosa).

Lagunas anaerobias .- Este proceso es empleado en aguas de desecho industriales evacuadas a temperatura superior a la del ambiente y con cierto contenido de sólidos suspendidos sedimentables (>1000 mg/l). Consiste en estanques profundos (hasta 10 metros) en donde las condiciones anaerobias prevalecen, con la excepción en ocasiones de una pequeña zona en la superficie; estos sistemas presentan una disminución en su eficiencia durante invierno. Un punto particularmente problemático son los malos olores asociadas con estos sistemas. Los tiempos de retención hidráulica son muy variables, en general mayores a 7 días.

Digestor anaerobio convencional .- Este sistema se ha aplicado principalmente para la estabilización de los lodos de desecho provenientes del proceso de lodos activados; en la actualidad sus limitadas eficiencias han hecho que sea substituido por la versión completamente mezclada. Consiste de un tanque cerrado sin agitación y sin calentamiento, en donde el desecho por tratar se estratifica en zonas definidas. La parte en donde se lleva a cabo prácticamente la totalidad de la actividad microbiana representa alrededor del 30 % del volumen total del digestor, lo que aunado a la lentitud de la cinética de degradación bajo estas condiciones, tiene como consecuencia volúmenes de reactor considerables (tiempos de retención mayores de 30 días).

Digestor anaerobio completamente mezclado .- La introducción de una agitación vigorosa del medio de reacción, aunada frecuentemente a un calentamiento del reactor, trae como consecuencia mayores eficiencias en la remoción de materia orgánica. La agitación es lograda mediante el uso de un agitador mecánico o por la inyección del biogás en el fondo del reactor. Debido a su mezcla completa, el efluente cuenta con una alta concentración de sólidos suspendidos, por lo que se desarrolló una variante que une en serie un digestor completamente mezclado con un digestor convencional, en donde se realiza la decantación de los sólidos. Su principal aplicación es en el tratamiento de los lodos de desecho de grandes plantas de lodos activados.

Reactor de contacto anaerobio .- Este es un sistema de transición entre la primera y la segunda generación de reactores anaerobios. Consiste básicamente en un reactor completamente

mezclado acoplado a un decantador que separa la biomasa para que sea recirculada hacia el reactor; es el equivalente anaerobio de los lodos activados. Con la recirculación, la cantidad de microorganismos en el reactor aumenta al igual que su tiempo de permanencia dentro del sistema, sin que el tiempo de retención hidráulica se incremente. Dando como resultado volúmenes de reactor más pequeños y una mayor estabilidad del proceso. El punto problemático es la adecuada separación de los lodos anaerobios en el decantador, pues tienen tendencia a flotar, debido a las burbujas de gas atrapadas en el flóculo. Esto se soluciona creando un vacío en la línea de unión entre el reactor y el decantador, lo que favorece la desgasificación. Los tiempos de retención hidráulica son del orden de 5 días y el tiempo de retención celular varía entre 15 y 30 días. Este sistema se ha aplicado en el tratamiento de aguas residuales de industrias alimentarias. En la figura 2.3 se representan los reactores anaerobios de primera generación.

Desventajas que presentan estos reactores:

- Relativamente baja concentración de microorganismos metanogénicos.
- Limitada tasa de reacción.
- Tiempos de residencia altos entre 5 y 60 días.
- Los tanques deben ser muy grandes.
- Eficiencias bajas, del orden de 30 a 60 % de remoción de materia orgánica.
- Relativamente inestables y susceptibles a cambios en las condiciones de operación y alimentación.

2.2.1.2.2. Reactores anaerobios de segunda generación.

Estos logran retener la biomasa activa, ya sea adherida o no a un soporte fijo.

La principal ventaja de estos reactores es su capacidad de mantener altos tiempos de retención celular independientes del tiempo de retención hidráulica, lo cual permite altas cargas y un mayor margen de estabilidad en el reactor ante variaciones en los parámetros de operación. En estos reactores se pueden obtener eficiencias del orden del 70 y hasta del 90 % con una buena operación.

El progreso logrado con este tipo de reactores se manifiesta en tiempos de retención hidráulica sustancialmente menores (de 0.5 a 3 días), lo que implica una importante reducción en los volúmenes del reactor, sin afectar la estabilidad y facilidad en su operación. Esto se logra al retener la biomasa anaerobia dentro del reactor mediante la formación de una película de microorganismos fijos sobre soportes, o bien por medio de la sedimentación de flóculos microbianos con muy buenas características de decantación. Con esto, la limitación provocada por la reducida tasa de crecimiento de las bacterias anaerobias es prácticamente eliminada. Otras ventajas obtenidas son un cierto grado de resistencia a productos tóxicos, una adaptación rápida a cambios en la alimentación y un arranque prácticamente inmediato después de periodos prolongados sin alimentación.

Filtro anaerobio .- El filtro anaerobio fue introducido por Young y McCarty (1969), recomendándolo inicialmente para sustratos solubles y medianamente concentrados en materia orgánica. En la actualidad se ha aplicado en laboratorio y a escala real tratando

una amplia serie de sustratos a diversas concentraciones. Esencialmente consiste en un reactor de flujo ascendente o descendente empacado con soportes plásticos o con piedras de 3 a 5 cm de diámetro promedio. El coeficiente de vacío debe ser grande para evitar el taponamiento, lo que en algunos casos se traduce en un área específica inferior a $100 \text{ m}^2/\text{m}^3$. Debido a la distribución desordenada del soporte, las purgas de lodos no son efectivas, lo que provoca una acumulación lenta pero constante de biomasa que con el tiempo puede crear problemas de taponamiento. Este reactor puede admitir cargas hasta de $10 \text{ Kg de DQO}/\text{m}^3\text{día}$.

Reactor tubular de película fija .- Para evitar la acumulación de lodos dentro del reactor, van den Berg y Lentz (1979) desarrollaron el reactor tubular de flujo ascendente o descendente. El soporte utilizado en este caso consiste de tubos o placas dispuestas de tal forma que se crean canales verticales. El material puede ser cerámica, PVC, poliéster, etc. El ordenamiento del soporte resulta en coeficientes de vacío importantes con buenas relaciones área/volumen ($>150 \text{ m}^2/\text{m}^3$) y en una mejor distribución de la biomasa y del agua residual alimentada. Las cargas aplicadas pueden llegar hasta $30 \text{ Kg de DQO}/\text{m}^3\text{día}$.

Reactor anaerobio de lecho de lodos (UASB) .- Este reactor, mejor conocido como UASB por sus siglas en inglés (Upflow Anaerobic Sludge Blanket), fue desarrollado en Holanda en los 70's por Lettinga, y debido a su simplicidad se ha difundido en varios países. Su característica principal es que no requiere de ningún tipo de soporte para retener la biomasa que se encuentra en el fondo del reactor, lo cual significa un ahorro importante. Su principio de funcionamiento se basa en una buena sedimentabilidad

de la biomasa producida dentro del reactor, la cual se aglomera en forma de granos o "pellets" hasta de 5 mm de diámetro. Estos granos cuentan además con una actividad metanogénica muy elevada, lo que explica los buenos resultados del proceso. El reactor es de flujo ascendente, por lo que el agua residual pasa a través de la capa o manto de lodos, donde la materia orgánica es transformada a metano y CO₂ gases que mueven y mezclan dicho manto. En la parte superior cuenta con un sistema de separación gas-líquido-sólido, el cual evita la salida de sólidos suspendidos en el efluente y favorece la evacuación del gas y la decantación de los flóculos que eventualmente llegan a la parte superior del reactor.

Un punto importante en su diseño 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. Esto es particularmente cierto en el tratamiento de aguas residuales municipales, pues la limitada materia orgánica presente forma sólo pequeñas cantidades de biogás y por lo tanto la agitación del lecho, provocada por las burbujas, se ve reducida. La característica desfavorable del proceso es la lentitud a la que se forman los granos, elemento importante en el sistema. Esto puede ser solucionado mediante una inoculación importante con lodos adecuados. Las cargas orgánicas alimentadas al reactor pueden llegar hasta 20 Kg de DQO/m³día.

Actualmente, la combinación entre dos sistemas tales como el reactor UASB y el filtro anaerobio en la parte superior del reactor, conocida como reactor híbrido, está generando cierta aceptación, ya que con este arreglo se consigue un mejor

aprovechamiento del volumen de reactor; además de que reduce la pérdida excesiva de lodos, con lo que se logra un aumento en la eficiencia. En la figura 2.4 se esquematizan los reactores anaerobios de segunda generación.

2.2.1.2.3. Reactores anaerobios de tercera generación.

Estos reactores se encuentran básicamente aún en nivel piloto o semi-industrial, aunque ya existen algunas plantas a escala real basadas en esta modalidad. Son también reactores de película fija, pero el soporte es lo suficientemente pequeño y ligero para que pueda ser fluidificado con una recirculación del efluente. Se han reportado resultados de laboratorio en extremo prometedores (Switzbaum y Jewell, 1980; Jewell et al., 1981).

Los dos tipos de reactores, el reactor de lecho expandido y el reactor de lecho fluidificado, son semejantes entre sí, diferenciándose en el grado de fluidificación del soporte (20 % para el lecho expandido y superior al 50 % para el lecho fluidificado). Su avance consiste en tiempos de retención aún menores, inferiores a 12 horas, ya que la superficie de soporte disponible es muy elevada (superior a $200 \text{ m}^2/\text{m}^3$) y la agitación en el lecho es vigorosa, eliminando los problemas de transferencia de sustrato. Otra ventaja es que no presentan problemas de taponamiento. Sin embargo, requieren energía para la recirculación y la fluidificación del lecho; además, su arranque y operación son en extremo delicados. Las cargas aplicadas pueden sobrepasar los $30 \text{ Kg de DQO}/\text{m}^3 \text{ día}$.

2.2.1.3. Inóculo.

Hasta el presente, dada la complejidad del ecosistema sólo se utilizan inóculos obtenidos de ambientes anaerobios. Es así que los lodos más utilizados son los que provienen de digestores anaerobios. Es evidente la importancia de disponer de un inóculo adecuado desde el punto de vista de la composición microbiana, en cantidades suficientes como para iniciar un digestor de tamaño industrial. Esta tecnología no tendrá suficiente credibilidad si el periodo de arranque se prolonga demasiado (6 meses), lo que sucede cuando no se dispone de un inóculo adecuado en calidad como en cantidad.

Para el proceso UASB, los requerimientos son aun más estrictos, ya que el inóculo debe tener forma granular, o en su defecto, tener una alta capacidad de sedimentación. El inóculo sustituto al granular es generalmente lodo estabilizado, proveniente de los digestores anaerobios de plantas de lodos activados.

2.2.1.4. Composición del sustrato.

Como en todo proceso biológico de tratamiento, los contaminantes presentes en el propio efluente constituyen el sustrato para los microorganismos del ecosistema. Es importante conocer su composición como fuente de carbono, nitrógeno, fósforo y azufre, así como su relación entre estos.

También es necesario determinar los minerales traza y factores de crecimiento requeridos por los microorganismos participantes en el proceso. Es así que, por ejemplo, ciertas bacterias metanogénicas requieren algunos factores orgánicos de

crecimiento como ácidos grasos y vitaminas. Generalmente utilizan iones amonio como fuente de nitrógeno, aunque determinadas especies requieren además algunos aminoácidos. Entre los elementos traza requeridos se incluyen: cobalto, hierro, molibdeno, níquel, magnesio y potasio.

Por otra parte, el efluente a tratar puede ser fuente de sustancias inhibitoras o tóxicas para los microorganismos del ecosistema degradador. Por ejemplo, un exceso de H_2S y de NH_3 en el efluente puede inhibir la producción de metano; la presencia de compuestos orgánicos sintéticos, como los pesticidas pueden afectar la cinética del proceso de digestión.

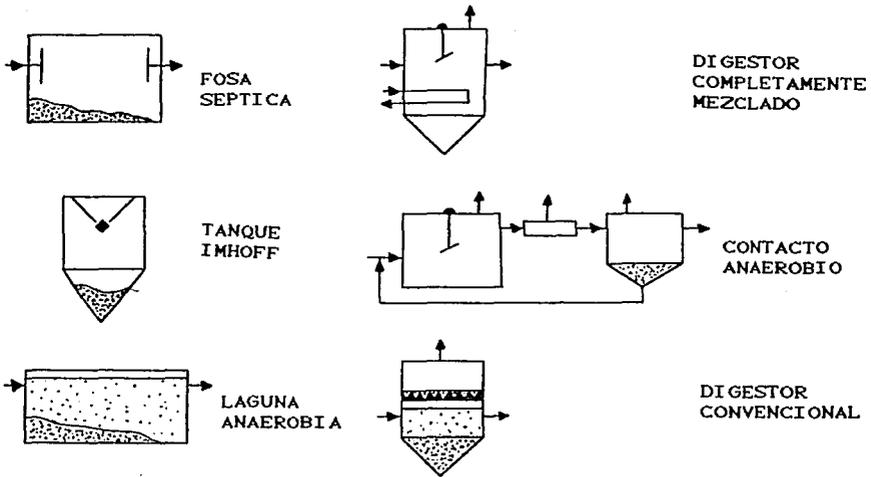


FIG. 2.3 Reactores anaerobios de 1^a generación.

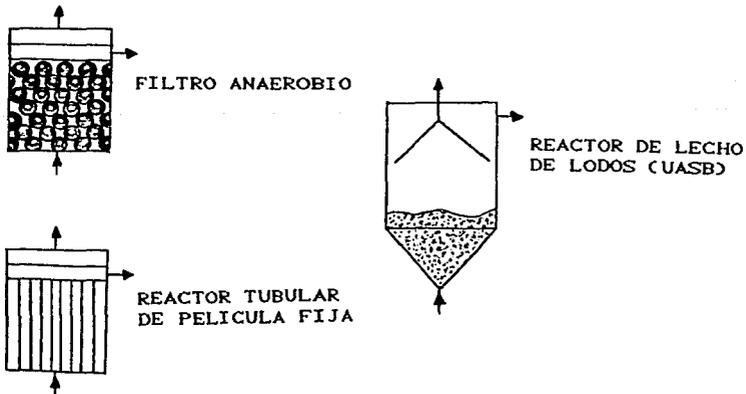


FIG. 2.4 Reactores anaerobios de 2^a generación.

2.2.2. TIPOS DE REACTORES AEROBIOS.

La tecnología de tratamiento de aguas residuales por vía aerobia es la más desarrollada, por lo que es comúnmente la más aplicada. La experiencia acumulada y las altas eficiencias en la remoción de materia orgánica son algunas de las razones de su aceptación.

Existe un gran número de procesos aerobios, los que a su vez se subdividen en grupos, de acuerdo a sus características. En general pueden agruparse en procesos de tipo extensivo (lagunas), procesos de biomasa en suspensión (lodos activados en sus diversas formas) y procesos de biopelícula.

2.2.2.1. Procesos de tipo extensivo (lagunas).

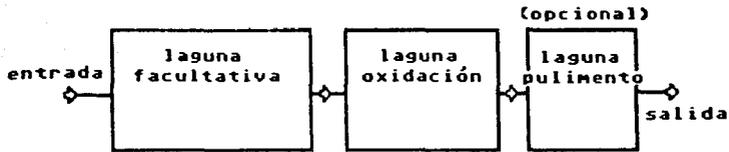
Lagunas de estabilización.- El tipo más simple de estos sistemas de tratamiento es la laguna de estabilización, ya sea de tipo facultativo o de oxidación. En estos sistemas, la simbiosis entre bacterias y algas se aprovecha para degradar la materia orgánica; las primeras consumen materia orgánica y oxígeno y producen CO₂, mientras que las segundas consumen CO₂ y producen oxígeno por medio de la fotosíntesis, lo que mantiene concentraciones de oxígeno disuelto adecuadas en la zona superior de la laguna.

Las lagunas de estabilización son frecuentemente utilizadas en climas cálidos o semi-cálidos y en áreas con un bajo costo de terreno, ya que ocupan grandes extensiones. Estos requerimientos, aunados al relativo bajo nivel de mantenimiento y operación, las hacen adaptadas a pequeñas poblaciones.

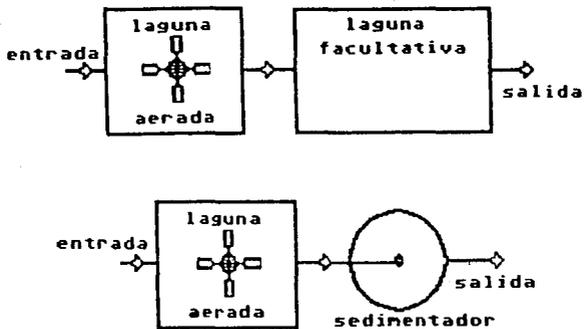
Un sistema de tratamiento basado en lagunas generalmente se compone de 2 o 3 estanques, conectados en serie. La primera es del tipo facultativo (zona aerobia en la parte superior y zona anaerobia en la parte inferior) con una profundidad entre 1 y 1.5 metros; la segunda es de tipo de oxidación (no hay zonas anaerobias) con una profundidad de 1 metro. Si se instala una tercera laguna será con objeto de dar pulimento al agua tratada y abatir la concentración de microorganismos coliformes. Estos sistemas de tratamiento tienen un tiempo de retención de entre 40 y 60 días, con lo que se logra una eficiencia en la remoción de la DBO soluble del orden del 95 % y en coliformes del 99 %. El efluente puede contener presencia de algas lo que reduce la remoción de materia orgánica expresada como DBO total al 60 %.

Laguna aerada .- Este tipo de sistema se diferencia del anterior en que cuenta con aeración artificial, generalmente lograda por aeradores flotantes. El sistema se complementa por un tanque de separación de la biomasa producida, que puede ser un sedimentador secundario convencional o bien una laguna de tipo facultativa. En este sistema no se contempla la recirculación de sólidos del decantador hacia la laguna aerada.

En estos sistemas, dependiendo de la profundidad y de la potencia de agitación instalada, se tendrán zonas aerobias y anaerobias. Su profundidad varia entre 2 y 5 metros, y cuentan con tiempos de retención de 20 días. Su ventaja principal es que es un proceso más económico que el de lodos activados y requiere menos superficie que el de lagunas facultativas. Una representación de los sistemas de lagunas se presenta en la figura 2.5.



SISTEMA CONVENCIONAL DE LAGUNAS DE ESTABILIZACION



LAGUNA AERADA CON 2 TIPOS DE TANQUES SEPARADORES DE BIOMASA

FIG. 2.5 Esquemas de variantes de lagunas de estabilización.

Hay que señalar que en cualquiera de los 2 sistemas de lagunas, la evacuación de lodos se efectúa en intervalos largos, de 1 a 3 años, y su grado de estabilización permite la disposición en campo o relleno sanitario. Las características más importantes de estos sistemas de tratamiento son:

- Altos tiempos de retención entre 20 y 60 días.
- Ocupan una gran extensión de terreno.
- Su mantenimiento es limitado.
- Los lodos generados cuentan con cierto grado de estabilización.

2.2.2.2. Lodos activados.

Los procesos conocidos genéricamente como lodos activados son indudablemente los más aplicados en el mundo. Su versatilidad y criterios de diseño bien definidos los han llevado a ser el sistema de referencia para el tratamiento de aguas residuales municipales.

En estos sistemas, los microorganismos crecen en una suspensión lograda por la agitación relativamente vigorosa, creada por los equipos de aeración.

Los procesos de lodos activados cuentan con un tanque de aeración en donde se llevan a cabo las reacciones biológicas bajo condiciones totalmente aerobias, y de un sedimentador secundario, que separa la biomasa del agua tratada. Los microorganismos sedimentados son recirculados hacia el tanque de aeración, con objeto de mantener una concentración constante en éste. Con cierta frecuencia se realizan purgas de biomasa, lo que constituye la corriente de lodos de desecho.

Entre las variantes de lodos activados, las más empleadas son la convencional o de flujo pistón, la completamente mezclada y la aeración extendida. En menor medida se encuentran el contacto-estabilización, la aeración por etapas, la zanja de oxidación y la aeración con oxígeno puro.

Lodos activados convencionales .- El tanque con aeración presenta un flujo con tendencia al tipo pistón. Para ello se construyen tanques largos y estrechos, o inclusive varios tanques en serie. La particularidad del proceso es que existe un gradiente de concentración de sustrato, alta concentración en la zona de entrada y baja concentración en la zona de salida. En teoría, estas condiciones hacen que el reactor pistón sea más eficiente en la remoción de materia orgánica que un reactor completamente mezclado. En la práctica, la dificultad para lograr el flujo pistón y la limitada capacidad de estos reactores para soportar choques a la entrada, reduce las diferencias en cuanto a eficiencias logradas por los dos tipos de reactores (pistón y completamente mezclado). Este proceso alcanza una eficiencia en la remoción de DBO entre 85 y 95 %.

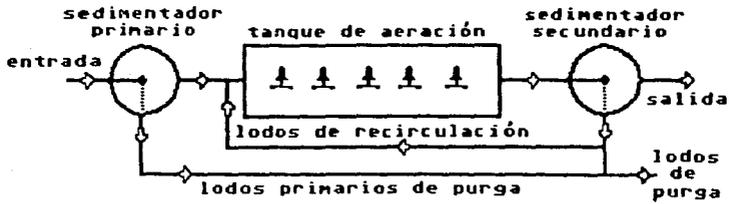
Lodos activados completamente mezclados .- En este caso el patrón de flujo en el reactor se acerca a la mezcla completa. Esto implica que no hay gradientes de concentración en el reactor y su contenido es homogéneo e idéntico al agua de salida que se dirige al sedimentador. Debido a lo anterior, esta variante puede recibir choques orgánicos ya que su capacidad de dilución es importante. El sistema alcanza eficiencias en la remoción de DBO del orden de 85 a 95 %.

Aeración extendida .- Esta variante es similar al reactor completamente mezclado, sólo que los criterios de diseño se aplican con objeto de lograr largos tiempos de retención celular e hidráulica y relaciones sustrato/microorganismos bajas. Con esto los microorganismos se encuentran en la fase endógena, lo que reduce la cantidad de lodos de desecho y aumenta su grado de estabilización. Este proceso se aplica a pequeños caudales de aguas residuales, inferiores a $4000 \text{ m}^3/\text{día}$, ya que los tanques tienen volúmenes considerables. Generalmente estas plantas no cuentan con sedimentador primario con objeto de simplificar el manejo de lodos. Su eficiencia en la remoción de DBO es del orden de 75 a 95 %.

Las características principales de los sistemas de biomasa suspendida son:

- Eficiencia en la remoción de DBO de 85 a 95 %.
- Requieren de un sistema de aeración.
- Requieren de un sistema de sedimentación y recirculación de lodos.
- Los lodos generados deben ser estabilizados (digeridos).
- Requieren una menor superficie que las lagunas.
- Los tiempos de retención hidráulica son sustancialmente menores que en lagunas.

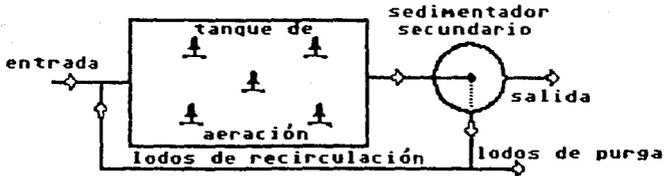
Una representación de los sistemas de lodos activados se presenta en la figura 2.6.



CONVENCIONAL



COMPLETAMENTE MEZCLADO



AERACION EXTENDIDA

FIG. 2.6 Esquemas de variantes del proceso de lodos activados.

2.2.2.3. Procesos de biopelícula.

El concepto de biopelícula o película biológica fija introduce modificaciones sustanciales a los procesos de biomasa suspendida. Fundamentalmente, se logra un aumento en el tiempo de retención celular, sin recurrir a la recirculación de lodos, como es el caso de los lodos activados, además se generan lodos con buena sedimentabilidad. Por otra parte, la concentración de biomasa dentro del reactor se incrementa considerablemente.

Los diferentes tipos de procesos de biopelícula aerobia se pueden clasificar de acuerdo al tipo de soporte inerte que se introduce a los reactores para que se adhieran los microorganismos. Se tiene así el lecho fijo (filtros percoladores o biofiltros) y el lecho móvil. Entre estos últimos se encuentra el proceso de discos biológicos o biodiscos y el lecho fluidificado o expandido. Actualmente los más utilizados son los filtros percoladores y los biodiscos.

Estos procesos cuentan con un sedimentador secundario, con objeto de separar la biopelícula que se desprende del soporte. Estos lodos son purgados en su totalidad y deben ser digeridos antes de su evacuación final.

Filtros percoladores .- Existen tres tipos de procesos basados en un filtro percolador: de alta, media y baja tasa. La clasificación se hace en función de la carga orgánica alimentada, la carga orgánica por unidad de superficie y la presencia de recirculación. Los filtros percoladores son más simples de operar que los procesos de lodos activados. En un filtro biológico se pueden presentar algunos problemas de olores y moscas. Esto es

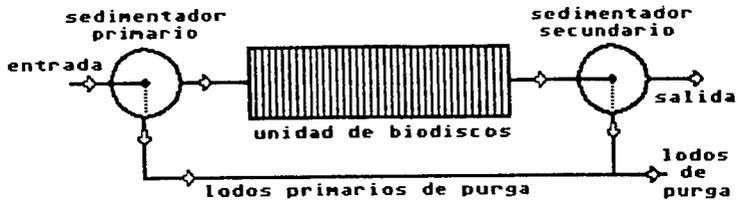
cierto sobre todo para los filtros de baja tasa.

El material de empaque puede ser piedra de río de 2 a 8 cm. de diámetro o material plástico. El material de empaque ideal debe tener una alta relación área/volumen, un coeficiente de vacío elevado, ser durable y de bajo costo.

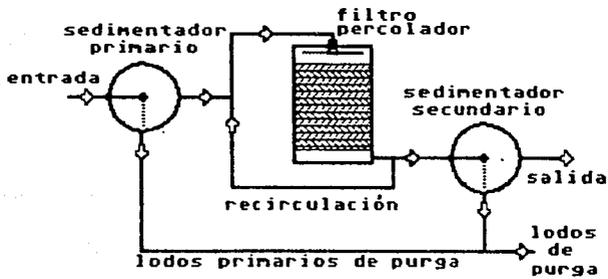
Los filtros biológicos de baja tasa pueden alcanzar eficiencias en la remoción de DBO del 90 al 95 % y producir un efluente nitrificado, la carga máxima que pueden manejar es de 0.32 Kg de DBO/m³día. Los filtros de media y alta tasa tienen eficiencias de 85 al 90 % y su efluente esta sólo parcialmente nitrificado, la carga máxima que pueden manejar es de 1.0 Kg de DBO/m³día.

Discos biológicos .- Este proceso consiste de un tanque longitudinal donde se aloja una serie de discos de material plástico unidos entre sí y soportados en su centro por una flecha de acero que corre a todo lo largo del conjunto. La flecha transmite el movimiento de un equipo motoreductor. Los discos estan sumergidos en un 40 % de su superficie, de manera que al moverlos, la biopelícula entra en contacto con el agua residual y con el aire en forma alternada. El agua tratada pasa después a un sedimentador secundario, en donde se separa la biopelícula desprendida, que constituye los lodos de purga del sistema y que deben tratarse antes de su disposición final. El proceso no requiere recirculación y sus costos de operación son reducidos.

Por lo general se realizan arreglos de dos o tres tanques de biodiscos conectados en serie, lo que lleva a altas eficiencias de remoción de materia orgánica y a la nitrificación del efluente.



PROCESO BIODISCOS



PROCESO FILTRO PERCOLADOR

FIG. 2.7 Esquemas de los procesos de biopelícula.

Una representación de los procesos de biopelícula se muestra en la figura 2.7.

2.2.3. VENTAJAS Y DESVENTAJAS DE LOS PROCESOS ANAEROBIO Y AEROBIO.

A continuación se mencionan las ventajas y desventajas que presentan los procesos anaerobio (segunda generación) y aerobio, con el propósito de resaltar las cualidades y limitaciones de cada uno de los sistemas.

2.2.3.1. Ventajas y desventajas del proceso aerobio.

Ventajas.

- Variedad de efluentes que pueden ser tratados.
- Estabilización más completa de nitrógeno, fósforo, y material orgánico recalcitrante.
- Tiempo de arranque corto.
- Menor sensibilidad a algunos compuestos tóxicos.
- Logran eficiencias de remoción de materia orgánica de 90 a 95 %.
- Remoción de coliformes (lagunas).

Desventajas.

- Las cargas orgánicas no pueden ser muy altas (aproximadamente 1.5 Kg de DQO/m³día).
- Requieren dispositivos mecánicos como aeradores, bombas, rastras u otros aditamentos según el tipo de tratamiento.
- Requieren oxígeno o aire en cantidades relativamente altas (consumidores de energía).
- Requieren de mucho mantenimiento y cuidadosa operación (costos

activados).

- Producen una alta cantidad de lodo residual (el cual debe ser estabilizado, antes de ser evacuado).

2.2.3.2. Ventajas y desventajas del proceso anaerobio.

Ventajas.

- Cantidad muy reducida de lodos residuales (lo suficientemente estables como para poder ser evacuados directamente).
- Resisten la aplicación de altas cargas orgánicas.
- Producción de energía en forma de metano (fuente de energía térmica).
- Mucho menor requerimiento de energía.
- Tratabilidad de ciertos compuestos que no se degradan fácilmente en los sistemas aerobios (ejemplo organoclorados).
- La actividad del lodo puede preservarse durante varios meses sin alimentación.
- Bajo costo de operación y mantenimiento.

Desventajas.

- La eficiencia de remoción es relativamente baja, de 75 a 85 %.
- Presenta dificultades de remoción cuando el agua residual contiene una alta concentración de sólidos suspendidos difícilmente hidrolizables.
- Tiempo de arranque demasiado lento (si no se cuenta con inóculo adecuado).
- Su efluente puede requerir un postratamiento, ya que conserva cierto contenido de materia orgánica.

- Puede presentar problemas de olores.
- No remueve coliformes.

Como puede observarse, las ventajas que ofrece el sistema anaerobio son lo suficientemente atractivas, que hacen que sea considerado como una alternativa confiable para el tratamiento de aguas residuales. De cualquier forma, las características de ambos procesos pueden considerarse como complementarias, lo que lleva a la unión anaerobia-aerobia a ser un sistema altamente eficiente desde todos los puntos de vista.

2.3. ANTECEDENTES EXPERIMENTALES.

Se describirán brevemente los resultados de las investigaciones más recientes sobre el tratamiento de aguas residuales similares a las de este trabajo mediante el uso de sistemas biológicos anaerobios.

TABLA 2.1. Características principales de las aguas de los diferentes estudios.

| ESTUDIO | | DQO _t mg/l | SST mg/l | GRASAS mg/l | pH mg/l |
|---------------------------------|----|--------------------------|-------------|----------------|------------|
| Viñas M. (1989) | * | 8600 | 2752 | ---- | 8.4 |
| Viñas M. <u>et al.</u> (1990) | * | 8600 | 2752 | ---- | 8.4 |
| G. Metzner <u>et al.</u> (1990) | * | 9500 | 2375 | 550 | 6.5-8.4 |
| Este estudio (1991) | * | 7000 | 2000 | 990 | 8.4 |
| S. Sayed <u>et al.</u> (1986) | ** | 1850 | 832 | 75 | 6.8-7.1 |
| Ayda Luz Moya (1990) | ** | 3200 | 350 | 150 | 7.6 |
| M. C. Díaz Báez (1990) | ** | 4000 | 550 | ---- | 7.5 |

* Agua proveniente del mismo tipo de industria, similar a la estudiada en este trabajo.

** Agua proveniente de rastros.

2.3.1. OPERACION Y OPTIMIZACION DE UN REACTOR FILTRO ANAEROBIO CON RECIRCULACION PARA DIGESTION ANAEROBIA DE AGUA RESIDUAL DEL PROCESADO DE DESECHOS DE RASTRO.

G. Metzner y U. Temper (1990)

El experimento lo desarrollan en un reactor a escala real, en una planta industrial que procesa aproximadamente 70 tons/día de desechos de rastro y cuyo producto final es harina animal y grasa. Esta actividad produce agua de desecho en la cantidad de 84 m³/día

(1.25 m³/ton de material procesado).

El pretratamiento del agua residual es llevado a cabo por dos cámaras separadoras de grasas y un tamiz de tambor para retener partículas de sólidos mayores a 0.6 mm. En seguida el agua pasa por un tanque homogenizador y a continuación el tratamiento anaerobio se lleva a cabo en un reactor filtro anaerobio con recirculación. El efluente de esta unidad es alimentado al reactor de desnitrificación y posteriormente es bombeado al tanque de aeración de doble cascada modificado para operación con aire, el cual es suministrado por un aerador de 4 KW; existe una recirculación entre el tanque de aeración y el reactor de desnitrificación que corresponde a 5 veces el gasto alimentado. La clarificación se lleva a cabo por dos sedimentadores.

CARACTERISTICAS DEL REACTOR ANAEROBIO.

El sistema anaerobio usado es un reactor filtro anaerobio con recirculación. El volumen de trabajo de la unidad anaerobia es de 82 m³ con un lecho empacado de 77 m³. El lecho empacado consiste de un llenado completo de tubo de PVC corrugado (material Flocor-R, longitud de 25 a 30 mm, diámetro externo de 35 mm, diámetro interno de 30 mm) con una superficie específica de 320 m²/m³ y un coeficiente de vacío de 0.97.

El gasto de recirculación por día corresponde aproximadamente a un 75 % del caudal de trabajo. La aplicación del agua residual se lleva a cabo por medio de un sistema de distribución colocado en la parte superior del reactor. El agua residual por tratar pasa a través del material de empaque y asciende, siendo descargada en la parte superior del reactor por una canaleta de recolección. El biogás producido en el proceso sale del reactor por medio de una

línea de gas; la temperatura del reactor es mantenida a $36^{\circ}\text{C} \pm 2^{\circ}\text{C}$.

Las condiciones de operación para el reactor determinadas experimentalmente en el laboratorio son:

- Carga volumétrica 8 Kg de DQO/ m^3 día.
- Tiempo de retención hidráulica (TRH) 27 hr.
- Eliminación de DQO 75 a 80 %.

FASE DE ARRANQUE

La etapa de arranque se operó de la siguiente manera:

- El reactor fue llenado con agua limpia, ajustando la temperatura de operación por medio de un intercambiador de calor.
- Adición del lodo de inóculo (lodo digerido), aproximadamente 20 m^3 , proveniente de una planta de tratamiento de aguas residuales domésticas.
- Aproximadamente 3 semanas de operación a cargas menores de 0.5 Kg/m^3 por día.
- Incremento moderado de la carga de alimentación, hasta llegar a la carga de alimentación.

La duración de la fase completa de arranque tuvo una duración de 6 meses.

RESULTADOS DE OPERACION DEL REACTOR ANAEROBIO.

Los resultados obtenidos de remoción de DQO fueron de 75 a 80 % con una carga de diseño de 8 Kg de DQO/ m^3 día con un tiempo de retención hidráulica (TRH) de 27 h. se alcanzó una carga máxima de 12 Kg de DQO/ m^3 día, la cual corresponde a 150 % del valor de diseño, obteniéndose buenos resultados de degradación, observándose una linealidad en la remoción en este intervalo de carga. El reactor fue operado durante un tiempo de 4 días, a una

carga de aproximadamente 20 Kg de DQO/m³día (250 % del valor de diseño). Esta sobrecarga causó una reducción en la eficiencia de degradación de DQO hasta un 60 %.

PRODUCCION DE GAS

Dependiendo de la cantidad de DQO alimentada y el grado de degradación, se logró una producción de 130 a 220 m³ de biogás por día a las condiciones de diseño (1.6 a 2.7 m³ de biogás/m³ de volumen de reactor por día), lo que representa una producción de biogás (T=36°C y P=1 atm) de 0.3 a 0.4 m³/Kg de DQO eliminado; con un contenido de metano de 86 a 87 % . Tomando en cuenta una eliminación de DQO de 600 Kg por día como un promedio anual se obtendrá una producción de metano de aproximadamente 150 m³/día.

CALIDAD DEL EFLUENTE ANAEROBIO

El efluente del reactor es ligeramente turbio y un poco obscuro, su olor es aceptable; el valor de pH se encuentra entre los valores de 7.5 y 8.

El postratamiento se llevó a cabo por un reactor desnitrificador (120 m³), 2 tanques de aeración (67 m³ c/u) pasando por último por 2 clarificadores (15 m³ c/u) donde la relación de recirculación de lodo varía entre 100 y 300 %, obteniéndose de aquí el efluente final.

El postratamiento se empleó para tratar la materia orgánica que no fue removida durante la digestión anaerobia, obteniéndose con esto las características finales de descarga así como para eliminar el nitrógeno amoniacal.

CONCLUSIONES.

- La eficiencia total del sistema para los rangos de DQO manejados fue de 97 - 98 % en general.

- Hubo necesidad de adicionar nutrientes a la alimentación (P) y trazas de elementos.
- No se realizó corrección de pH.
- No hubo problemas con respecto a la acumulación de lodos en el fondo del reactor.

La concentración de amoníaco en el efluente del reactor es aproximadamente de 8 % superior en comparación con la concentración de alimentación. Por lo que se puede decir que la formación de amoníaco durante la digestión anaerobia de los compuestos orgánicos, excede su fijación a través de la formación de biomasa.

2.3.2. TRATAMIENTO DE UN AGUA RESIDUAL DE UNA INDUSTRIA DE FABRICACION DE PROTEINA A PARTIR DE RESIDUO DE FRIGORIFICOS Y MATADEROS.

Ing. Q. María Viñas (1989)

OPERACION Y RESULTADOS.

Se realizaron 2 experiencias en funcionamiento continuo en reactores UASB de 11 lts a 30°C con distintos inóculos.

Durante la primera experiencia se obtuvieron las cargas máximas, con los siguientes resultados:

| | |
|--------------------------------------|----------------------------------|
| Carga alcanzada | 28 Kg de DQO/m ³ día. |
| Tiempo de retención hidráulica (TRH) | 12 hrs. |
| Eficiencia de remoción de DQO | 70 % |
| Producción de metano | 0.20 m ³ /kg DQO rem. |
| Tiempo de arranque | 20 semanas |

Ya que la industria contaba con un reactor construido y el tiempo de retención podía ser mayor, se estudió otra forma de operación adecuada al volumen del reactor existente y al caudal. Además, en los reactores UASB existía acumulación de DQO debida a la retención física de los sólidos suspendidos, lo cual producía un comportamiento inestable en el reactor a cargas altas.

Por lo anterior, una segunda experiencia fue llevada a cabo comparando un reactor intermitente con un reactor continuo UASB. El reactor intermitente fue alimentado durante dos horas al día y recirculado 6 horas al día, dejando los fines de semana sin alimentar. Esta forma de operación permitía adecuarse al funcionamiento de la industria. Las experiencias se realizaron a 20°C y los resultados fueron:

| Parámetro | Reactor continuo | Reactor intermitente |
|--|------------------|----------------------|
| Carga (Kg/m ³ día) | 5 | 5 |
| T.R.H. (días) | 2 | 2 |
| Eficiencia en remoción de DQO (%) | 90 | 86 |
| Prod. metano (Kg CH ₄ /KgDQOrem) | 0.15 | 0.32 |
| Tiempo de arranque (semanas) | 12 | 12 |

La operación intermitente del reactor permitió la biodegradación de los sólidos y mejorar la estabilidad, produciendo para la misma eficiencia y carga, mayor cantidad de metano que el reactor continuo UASB.

2.3.3. TRATAMIENTO DE AGUA DE DESECHO PROTEICA EN REACTORES UASB EN CONTINUO E INTERMITENTE.

Vikas M., Galain C., Lois M. (1990)

Se realizó un estudio comparativo de reactores UASB e intermitente para determinar la tratabilidad de aguas residuales protéicas con DQO de 10000 mg/l y un alto contenido de sólidos suspendidos (35-55 % de la DQO total). El agua residual proviene de una industria de alimento protéico para animales, donde la materia prima son desechos de matadero.

MATERIAL Y METODO.

Se utilizaron tres reactores UASB de 11 litros, inoculados con lodo de digestor rural, laguna anaerobia y una mezcla de ambos. La actividad metanogénica fue 0.014, 0.060 y 0.04 gr de CH_4 -DQO/grSSV.día respectivamente. En todos los casos se alimentó con un volumen de 5 litros de lodo con un contenido de SSV de 5 %.

El reactor inoculado con lodo de digestor rural (experimento A) se operó durante 12 semanas. El reactor inoculado con lodo de lagunas anaerobias (experimento B) se operó durante 30 semanas. Ambos experimentos se mantuvieron a una temperatura de 30°C.

El reactor inoculado con una mezcla de ambos lodos inicialmente se operó en continuo durante 12 semanas (experimento C). Posteriormente, la operación del reactor se modificó, alimentando por espacio de dos horas y reciclando por seis horas al día, dejando sin alimentar los fines de semana. A estas condiciones el reactor operó por un espacio de 13 semanas (experimento D). Ambos experimentos (C y D) se mantuvieron a una temperatura de 18°C.

A los reactores les fue agregada una solución de micronutrientes.

RESULTADOS.

En los experimentos (A),(C) y las 13 primeras semanas del experimento (B), los reactores operaron con cargas de 5 Kg de DQO/m³día, mostrando un comportamiento similar, con una remoción de DQO de 80 % y una producción de metano de 0.14-0.15 m³CH₄/Kg de DQO removido.

La concentración promedio de metano en el biogás fue de 79 % en el experimento (A) y 76 % en el experimento (C).

En todos los experimentos la DQO acumulada en el reactor fue equivalente a los sólidos suspendidos en la alimentación. Por lo que se puede pensar que la acumulación de DQO se debe a la retención física de los sólidos suspendidos en el lecho de lodos.

Para el experimento (B), a carga de 30 Kg de DQO/m³día se obtuvo una remoción de 65 a 70 % de DQO y una producción de metano de 0.20 m³CH₄/Kg de DQO removida. La concentración de metano en el biogás fue de 81 %.

En el experimento (B), se identifican 2 periodos diferentes en el comportamiento del reactor. En las primeras 15 semanas la DQO de los sólidos suspendidos en la alimentación representó un 33 % de la DQO total. En la semana 15, cuando la carga fue de 15 Kg de DQO/m³día, una evacuación parcial de lodos mostraron granulos macroscópicos en el fondo del reactor.

Para la semana 16 los sólidos en la DQO alimentada decrecen a un valor de 13 %. El reactor intermitente (experimento D) procesó una carga diaria equivalente a la que se procesa en los experimentos en continuo (A),(C) y en las 13 primeras semanas del

experimento (B). Se obtuvo una remoción de DQO del 80 % y una producción de metano de $0.32 \text{ m}^3\text{CH}_4/\text{Kg}$ de DQO removido. La concentración de metano en el biogás fue de 76 %. Las cargas y tiempos de retención hidráulica se calcularon de acuerdo a la alimentación semanal.

La tabla 2.2 muestra la forma de operación de los reactores, así como un resumen de los resultados obtenidos.

TABLA 2.2. Operación y resumen de resultados obtenidos en los reactores anaerobios.

| Experimento | (A) | (B) | (C) | (D) | (B) |
|------------------------------------|------|------|------|-----|-------|
| Semana | 12 | 13 | 12 | 12 | 19-29 |
| Temp. °C | 30 | 30 | 18 | 18 | 30 |
| Kg de DQO/m ³ día | 5 | 5 | 5.3 | 5.3 | 26 |
| TRH (días) | 0.45 | 0.85 | 1.05 | 2.3 | 0.53 |
| % de DQO removida | 86 | 88 | 91 | 84 | 82 |
| % SS DQO/DQOt | 55 | 33 | 17 | 19 | 13 |
| % CH ₄ DQO/DQO rem.t | 43 | 67 | 79 | 110 | 35 |
| % CH ₄ DQO/DQO rem.sol. | 103 | 91 | 100 | 122 | 76 |
| SS-DQO influente. (g) | 760 | 639 | 437 | 250 | 3016 |
| DQO acumulada. (g) | 769 | 619 | 513 | 6 | 5655 |

Nota: En algunas experiencias se trabajó con aguas diluidas.

CONCLUSIONES.

De los resultados obtenidos de los experimentos (A), (C) y del primer periodo del experimento (B) se concluye que el DQO acumulado es equivalente a la alimentación de DQO de sólidos suspendidos y el metano producido se debe a la DQO soluble removida.

En el segundo periodo del experimento (B), después de la granulación, la acumulación de la DQO de los sólidos suspendidos

de entrada es alta, y la producción de metano decrece a 70 % del DQO soluble removido.

La operación intermitente permitió la biodegradación de la materia orgánica acumulada y conversión prácticamente total de ésta a metano para las mismas cargas, con una similar eficiencia a la operación en continuo.

2.3.4. TRATAMIENTO ANAEROBIO DE AGUAS RESIDUALES DE MATADERO, MEDIANTE EL USO DE UN REACTOR DE LODO GRANULAR UASB.

Sameh Sayed, Lies'van Campen y Gatze Lettinga (1986)

*Este efluente no es del mismo tipo del utilizado en el presente trabajo, pero algunas de sus características lo hacen en cierta forma semejante.

DESCRIPCION DEL EXPERIMENTO

El experimento describe principalmente lo referente a dos reactores idénticos UASB operados en paralelo a dos temperaturas diferentes de proceso. El reactor A, a una temperatura de 30°C y el reactor B, a una temperatura de 20°C. La temperatura de operación de 20°C fue seleccionada ya que es la temperatura a la cual el agua residual es descargada. Ambos reactores fueron operados bajo condiciones semicontinuas: alimentación continua durante las 24 Hrs de lunes a viernes, combinados con interrupción de alimentación los fines de semana.

La alimentación fue introducida en el fondo del reactor para forzar al agua residual a ascender a través del lecho de lodos presente en la parte inferior del reactor; ambos reactores cuentan con un volumen total de 33.5 l y un diámetro interno de 0.19 m y

una altura de 1.30 m. El reactor se equipó con un juego de piezas estimulantes de un flujo radial (cuya función fue el proporcionar una buena distribución del agua en la cama de lodo). Con el propósito de prevenir choques de carga, se le adaptó un mezclador mecánico el cual fue intermitente, generalmente en intervalos de 15 minutos de 20 - 40 revoluciones por minuto. La razón de poner al mínimo la agitación mecánica fue que se consideró que las altas intensidades de mezclado son perjudiciales para la estabilidad del lodo. El mezclado natural causado por la producción de biogás fue suficiente, no siendo necesario el uso obligado del agitador.

Ambos reactores se equiparon en la parte superior con un equipo separador de gas-líquido-sólido, para separar y recolectar el biogás producido. La instalación de tanques homogenizadores de 100 l proporcionaron una suficiente capacidad de almacenamiento, asegurando de esta manera la concentración uniforme de la alimentación durante las 24 horas. El agua residual en el tanque homogenizador fue agitada continuamente.

El experimento se interrumpió durante las semanas 4 y 5 para el reactor A (30°C) y durante la semana 17 para el reactor B (20°C).

CARACTERISTICAS DEL AGUA RESIDUAL

El agua residual de las áreas de matadero y de los cuartos de subproductos se recolectó después de pasar un tamiz instalado para separar partículas dispersas mayores de 1 mm. De los contaminantes, 40 - 50 % están presentes como insolubles y partículas de materia suspendida poco biodegradable.

LODO DE INOCULO.

El lodo de inóculo usado en el experimento fue un lodo cultivado en agua residual de remolacha de azúcar; los sólidos suspendidos totales contenidos en el lodo fueron de 10.2 % y el contenido de sólidos suspendidos volátiles fue de 8.5 % ; se inocularon 2 reactores con un volumen de 12 litros de lodo granular.

RESULTADOS

Los resultados experimentales se obtuvieron a varias condiciones de carga aplicadas. Ambos reactores fueron arrancados con una carga inicial de 3 Kg de DQO/m³día y a un tiempo de retención hidráulica de 10 hrs. Después de que se logró una operación estable, se aumentó paulatinamente la carga. Ambos reactores se desarrollaron totalmente a satisfacción en la remoción de la fracción de DQO soluble, hasta una carga de alimentación de 19 Kg de DQO/m³día y TRH=1.7 hrs a 30°C y 11 Kg de DQO/m³día y TRH=5.5 hrs a 20°C con una eficiencia de remoción de DQO soluble de 85 y 80 % respectivamente.

La eficiencia promedio de tratamiento de la fracción soluble de DQO para ambos reactores fue de 85 % ; con respecto a la DQO total, en el reactor A (30°C) se desarrolló mejor la remoción que en el reactor B (20°C). Sin embargo, para ambos sistemas la eficiencia de remoción basada en la DQO total es significativamente pequeña (55 %) con respecto a la eficiencia de la DQO soluble. La poca eficiencia de la DQO total se debe a la pobre remoción de partículas de sólidos suspendidos (45 %).

PRODUCCION DE GAS

Se estableció una relación lineal entre la producción de biogás y la carga orgánica aplicada a condiciones bajas de carga para ambos reactores; a valores máximos de 11 y 7 Kg de DQO/m³día para los procesos a temperatura de 30 y 20°C respectivamente se observó una conversión de DQO a metano del 47 %.

A cargas mayores de 11 y 7 Kg de DQO/m³día para temperaturas de proceso de 30 y 20°C respectivamente, la conversión de la DQO del influente a metano disminuye y comienza a decaer en los rangos de 15-16 Kg de DQO/m³día y de 8-9 Kg de DQO/m³día para 30 y 20°C respectivamente.

Bajo condiciones óptimas de carga, la mayor parte de la DQO soluble removida es convertida a biogás en un promedio de 87 % para cargas por debajo de 12 Kg de DQO/m³día (30°C) y de 82 % para cargas por debajo de 8 Kg de DQO/m³día (20°C). La proporción de DQO removida convertida a metano decrece rápidamente a altas cargas.

DISCUSION

Se encontró un deterioro muy marcado en la eficiencia del sistema para convertir los contaminantes removidos a metano bajo altas condiciones de carga. Una imposición prolongada de éstas, por un largo periodo, es acompañado por una alta acumulación de sustrato insoluble lentamente biodegradable en la cama de lodos. A su debido tiempo esto resultaría en una deterioración casi completa de la actividad metanogénica.

La interrupción de alimentación durante los fines de semana es aprovechada para la licuefacción y digestión de las partículas de sólidos suspendidos (como pueden ser los floculentos,

coloidales adsorbidos y materia soluble), lo que permite la posibilidad de operar cargas altas de DQO durante la semana. Resultados obtenidos muestran que aproximadamente 2 o 3 días de parada del reactor son necesarios para que el 70 % del sustrato acumulado sea convertido en biogás a 30°C; si se considera un mayor tiempo de parada, esto implica una temperatura operacional de 20°C y un tiempo de 7 días, para que el sustrato acumulado sea digerido y convertido en biogás.

Con base en esta investigación, se recomienda una carga máxima de DQO para el reactor UASB de 11 Kg de DQO/m³día a 30°C y 7 Kg de DQO/m³día a 20°C.

2.3.5. COMPORTAMIENTO DE UNA DESCARGA DE AGUA RESIDUAL DE MATADERO MEDIANTE EL TRATAMIENTO ANAEROBICO UASB-FILTRO ANAEROBICO.

Ing. Ayda Luz Moya Moreno (1990)

El experimento se desarrolló con un reactor UASB, y un filtro anaeróbico, los cuales se alimentaron continuamente; los reactores fueron operados a tiempos de retención hidráulica de 24, 12, 8, 6 y 4 horas. Los digestores se inocularon con lodo granular extraído del fondo de la laguna donde son descargados los desechos provenientes del rastro, el cual ocupó el 40 % del volumen de los reactores, 108 l en el UASB y 140 l en el filtro anaeróbico.

El reactor UASB se construyó en forma cilíndrica con una altura de 3.80 m, diámetro de 0.30 m y un volumen de 0.270 m³; a lo largo del reactor se colocaron 3 puntos de muestreo.

El filtro utilizado se construyó en forma cilíndrica con una altura de 2.0 m, diámetro de 0.50 m y un volumen de 0.392 m³; el

medio filtrante fue constituido por anillos de plástico de tubería de PVC de 2 pulgadas de diámetro y 10 cm de largo; el coeficiente devacío obtenido para este modelo fue de 0.98.

RESULTADOS

Se consiguieron remociones de más del 60 % de sólidos y grasas utilizando la laguna del matadero como sistema de pretratamiento. Durante esta etapa, el valor de pH y alcalinidad se incrementaron por el $N-NH_4^+$ formado durante la descomposición de la sangre y estiercol.

Los mejores resultados de los ensayos con los reactor UASB y filtro anaeróbico, se consiguieron a un tiempo de retención hidráulica de 24 horas, lográndose remociones de 75 a 80 % en la DBO y la DQO; mientras que a tiempos de 6 y 8 horas, se obtuvieron valores menores del 60 % en la remoción de estos parámetros. Una mínima remoción de sólidos totales se observó para todos los tiempos de retención estudiados, obteniéndose valores inferiores al 10 %. Factor determinante fue el hecho de que la gran cantidad de sólidos presentes en el agua residual, se removió durante el pretratamiento. Los sólidos suspendidos que no fueron eliminados en el pretratamiento, se removieron en un 70 % a 24 horas de retención, tanto en el filtro como en el UASB, notándose una considerable disminución de la eficiencia a los demás tiempos de retención estudiados.

La remoción de la turbiedad fue proporcional a la de los sólidos suspendidos, notándose que a medida que se incrementaban los tiempos de residencia, se lograban mejores eficiencias en la remoción de éstos parámetros.

2.3.6. TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE MATADERO MEDIANTE REACTORES ANAEROBIOS DE LECHO EMPACADO.

María Consuelo Díaz-Báez (1990)

Los reactores presentan como características principales:

| | Reactor (A) | Reactor (B) |
|--------------------------------------|-------------|-------------|
| V. útil (L) | 5.4 | 5.3 |
| Area total soporte (m ²) | 0.744 | 0.723 |
| Coefficiente de vacío | 0.83 | 0.83 |

SELECCION DEL SOPORTE.

Inicialmente se empacaron dos columnas, una con esferas de ebonita y otra con anillos plásticos, y se comparó el comportamiento de ambas columnas en el tratamiento de un agua residual de rastro, obteniendose los mejores resultados tanto en la remoción de DQO (6.4 % mayor) como en la producción de gas (95 contra 81.7 mlCH₄/día) en la columna empacada con anillos plásticos, por lo que fué el soporte utilizado en la experimentación.

INOCULACION Y ARRANQUE DE LAS COLUMNAS

Las columnas fueron inoculadas con lodos del sedimentador secundario de una planta de lodos activados. Se llenaron 2/3 del volumen de cada columna con el inóculo y el volumen restante se completó con agua doméstica. Después de 48 hrs, se inició la alimentación continua de las columnas con una mezcla de agua residual doméstica y de mataderos en una relación 1:1.

La alimentación con agua de matadero (100 %) se inició el día 43 con una carga volumétrica de 1.4 Kg de DQO/m³día.

Los incrementos de carga oscilaron entre 1.5 y 4.2 Kg de DQO/m³día con tiempos de retención hidráulica de 2 y 1.3 días.

Las temperaturas de operación fueron: 15, 20, 25, 30, 35°C; al igual que en la etapa anterior la evaluación se realizó mediante la determinación de la eficiencia de remoción de DQO, SST, producción de gas y estabilidad del sistema.

RESULTADOS.

OPERACION A TEMPERATURA AMBIENTE.

La operación de los reactores operados a temperatura ambiente se inició con una carga de 1.5 Kg de DQO/m³día, cuyas eficiencias iniciales de remoción de DQO fueron relativamente bajas, 37 y 38 % con una producción de gas de 1.5 l/día. Con la estabilización del sistema, la eficiencia aumenta a 50 % y los parámetros como AGV, pH y producción de gas permanecen estables. La producción de gas presenta un incremento paulatino con la estabilización.

OPERACION A DIFERENTES TEMPERATURAS.

Los reactores se operaron por un periodo de 2 semanas para cada una de las diferentes temperaturas obteniéndose los siguientes resultados:

- A 35°C la producción de gas es más alta y la remoción de DQO es mucho mayor que a las otras temperaturas de operación; sin embargo, la remoción de DQO alcanzada (60 %) es sólo un 10 % mayor que la obtenida a temperatura ambiente.
- La operación de los reactores bajo condiciones de sobrecarga orgánica, mostró que a 35°C los reactores presentan una mayor estabilidad así como una rápida recuperación. Esto no ocurre a bajas temperaturas, ya que la oscilación de los parámetros operacionales es mucho más drástica.

Comparativamente, la remoción de SST es baja a 35°C (60 %) y máxima a 25°C, en la cual se logran valores de 65 %.

Aparentemente, a bajas temperaturas hay una mayor tendencia a la retención de sólidos.

3. ARREGLO EXPERIMENTAL Y TECNICAS ANALITICAS.

3.1. ARREGLO EXPERIMENTAL.

Para llevar a cabo las pruebas de tratabilidad biológica del agua residual que descarga la industria productora de harinas, se utilizó un sistema combinado, el cual fue integrado por un reactor anaerobio de tipo UASB-híbrido (Lecho de lodos de flujo ascendente y filtro anaerobio), como parte primaria del tratamiento, seguido de un reactor aerobio como postratamiento. El reactor aerobio utilizado fue una celda simulador del sistema de lodos activados (tanque de aeración más tanque sedimentador). La combinación de los dos sistemas fue necesaria, ya que se consideró que con sólo uno de los procesos de tratamiento, no era suficiente para entregar un efluente de calidad apropiada para cumplir con las condiciones particulares de descarga fijadas por SEDUE.

3.1.1. REACTOR UASB-HIBRIDO.

El reactor cuenta con un volumen útil de operación de 12.76 litros; fue construido con tubo de acrílico de aproximadamente 3 mm de espesor, con un diámetro interno de 10 cm (4 pulgadas) y una altura de 1.9 metros. Sus extremos fueron sellados con tapones de hule, a los cuales se les hicieron adaptaciones, tanto para la entrada del agua residual (tapón inferior) como para la salida del agua tratada y del biogás producido en el reactor (tapón superior).

En la parte superior se instaló un sistema de separación sólido-líquido-gas a partir de un embudo de plástico; y una placa de plástico adherida a un tubo de PVC de 1 pulgada de diámetro. A

3. ARREGLO EXPERIMENTAL Y TECNICAS ANALITICAS.

3.1. ARREGLO EXPERIMENTAL.

Para llevar a cabo las pruebas de tratabilidad biológica del agua residual que descarga la industria productora de harinas, se utilizó un sistema combinado, el cual fue integrado por un reactor anaerobio de tipo UASB-híbrido (Lecho de lodos de flujo ascendente y filtro anaerbio), como parte primaria del tratamiento, seguido de un reactor aerobio como postratamiento. El reactor aerobio utilizado fue una celda simulador del sistema de lodos activados (tanque de aeración más tanque sedimentador). La combinación de los dos sistemas fue necesaria, ya que se consideró que con sólo uno de los procesos de tratamiento, no era suficiente para entregar un efluente de calidad apropiada para cumplir con las condiciones particulares de descarga fijadas por SEDUE.

3.1.1. REACTOR UASB-HIBRIDO.

El reactor cuenta con un volumen útil de operación de 12.76 litros; fue construido con tubo de acrílico de aproximadamente 3 mm de espesor, con un diámetro interno de 10 cm (4 pulgadas) y una altura de 1.9 metros. Sus extremos fueron sellados con tapones de hule, a los cuales se les hicieron adaptaciones, tanto para la entrada del agua residual (tapón inferior) como para la salida del agua tratada y del biogás producido en el reactor (tapón superior).

En la parte superior se instaló un sistema de separación sólido-líquido-gas a partir de un embudo de plástico; y una placa de plástico adherida a un tubo de PVC de 1 pulgada de diámetro. A

lo largo del reactor se colocaron 4 puntos de muestreo, tres de los cuales se destinaron para la zona empacada espaciados a intervalos de 18 cm entre sí, con el objeto de determinar la capacidad de remoción en este sitio; el cuarto punto de muestreo se colocó a nivel de la cama de lodos con el fin de utilizarlo, ya sea como punto de drenado o bien para recirculación de los lodos. Una representación esquemática del reactor se presenta en la figura 3.1.

El material de empaque o soporte para la formación de la biopelícula microbiana fue constituido por anillos pall de plástico (hidronyl Hy-Contact) de 3.8 cm; el total de anillos requeridos fue de 36, sostenidos por unas barras de acrílico en sus partes superior e inferior para evitar su flotación. Los anillos proporcionaron un área de soporte de 0.10 m^2 , ocupando una altura de 36 cm.

La alimentación del agua residual se realizó, por la parte inferior, mediante el uso de una bomba peristáltica Masterflex Cole-Parmer. La experimentación se llevó a cabo en un cuarto de temperatura controlada a 35°C .

Al reactor anaerobio se le adaptó un sistema para la cuantificación del biogás producido; el sistema consistió en dos columnas de vidrio que operan por desplazamiento de agua. Para el registro de biogás producido, se adaptó a la columna un contador eléctrico por impulsos (Veiga et al., 1988).

3.1.2. REACTOR AEROBIO.

La celda utilizada como simulador del sistema de lodos activados, tiene un volumen total de 11.6 litros y se construyó con placas de acrílico de 3 mm de espesor. La celda se encuentra dividida en dos partes por una mampara; una corresponde al tanque de aeración con un volumen de 7.2 litros, la otra parte corresponde al sedimentador, con un volumen de 4.4 litros. Para la alimentación del reactor se utilizó una bomba peristáltica Masterflex Cole-Parmer . La aeración y agitación se realizó con aire comprimido, por medio de un difusor de aire del tipo pecera. El sistema se mantuvo a condiciones de temperatura ambiente. La figura 3.2 muestra un esquema del sistema de lodos activados utilizado.

3.1.3. INOCULACION.

La inoculación del reactor anaerobio se realizó con 8.0 lts de lodos activados adaptados en anaerobiosis, provenientes de otro estudio, generados a partir de lodos de purga de la planta de tratamiento de aguas residuales de la UNAM. La características del lodo de inóculo se muestran en la tabla 3.1.

TABLA 3.1. Características del lodo de inóculo.

| SST | SSF | SSV | Vel. sed. | IVL |
|------|------|------|-----------|-------|
| mg/l | mg/l | mg/l | m/h | ml/gr |
| 5822 | 1745 | 4054 | 1.535 | 67.9 |

La inoculación del reactor aerobio se realizó con 5 lts. (diluidos) de lodos de purga, provenientes del sistema de lodos

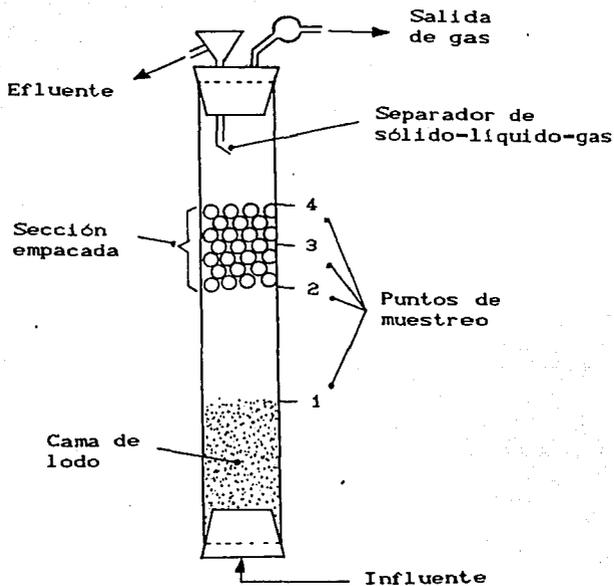


FIG. 3.1 Esquema del sistema anaerobio.

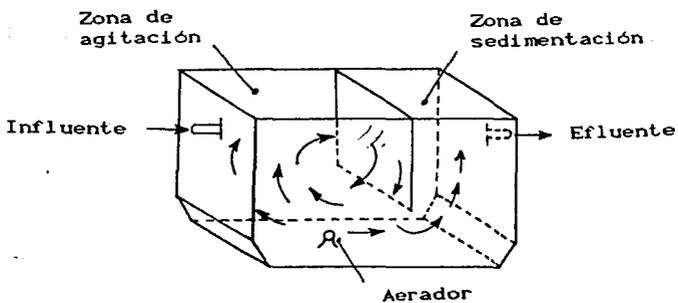


FIG. 3.2 Esquema del sistema de lodos activados.

activados de la planta de tratamiento de aguas residuales de Ciudad Universitaria.

3.1.4. CARACTERISTICAS DEL AGUA DE DESECHO.

La alimentación empleada consistió de una mezcla de las diferentes corrientes de agua residual provenientes del proceso de fabricación de harinas para alimentación animal a partir de desechos de rastro. La mezcla consistió de agua de digestores en un 46 %, autoclaves en un 14 %, y lavado de gases en un 40 %. Los efluentes fueron muestreados directamente de la planta productora de harinas, excepto el de lavado de gases, que fue simulado mediante el uso de agua de la llave. Para el agua de autoclaves se emplearon las purgas producidas en el procesamiento de cuernos y pezuñas, agua de desorille (piel) y agua de hueso en la proporción de 62 %, 17 % y 21 % respectivamente.

El agua puede presentar características variables debido a la variación del tipo de desechos procesados por ésta industria. La tabla 3.2 presenta una caracterización de las aguas que componen la mezcla de alimentación al reactor.

TABLA 3.2. Caracterización de las aguas que componen la mezcla de alimentación.

| PARAMETROS | P. Y C. | DESOR. | HUESO | DIGEST. | ALIMENT. |
|--------------------------------|---------|--------|-------|---------|----------|
| pH | 7.78 | 5.73 | 5.78 | 8.94 | 9.35 |
| ALC. | 1680 | 210 | 532 | 3300 | 3426 |
| DQOT | 24440 | 11779 | 66923 | 4345 | 7000 |
| DQOs | 12444 | 9111 | 31384 | 3082 | 3500 |
| ST | 25276 | 20876 | 71048 | 125 | 8000 |
| STF | 8220 | 12348 | 34788 | 35 | 4000 |
| STV | 17056 | 8528 | 36280 | 90 | 4000 |
| SST | 8960 | 1620 | 20560 | 50 | 2000 |
| SSF | 2260 | 430 | 4260 | 20 | 500 |
| SSV | 6700 | 1190 | 16300 | 30 | 1500 |
| GRASAS | 1607 | 354 | 13432 | 18 | 990 |
| CONDUC. | 16640 | 34840 | 28600 | 3600 | 8800 |
| N-NH ₄ ⁺ | 906 | 580 | 58 | 415 | 496 |
| N-ORG. | 8490 | 8461 | 97 | 35 | 271 |
| SO ₄ ²⁻ | 3854 | 6141 | 15270 | 8 | 2200 |
| PO ₄ ³⁻ | --- | --- | --- | --- | 13 |

P. y C.=Pezufias y cuernos, DESOR.=Desorille, DIGEST.=Digestores, ALC.=Alcalinidad, CONDUC.=Conductividad, ALIMENT.=Mezcla de alimentación.

Nota: Concentraciones en mg/l, excepto pH, alcalinidad (mgCaCO₃/l) y conductividad (µmhos/cm).

3.2. TECNICAS ANALITICAS.

Las técnicas empleadas en la caracterización de los diferentes efluentes provenientes del proceso de elaboración de harinas y para el seguimiento del comportamiento de los reactores, fueron las establecidas en el Standard Methods (APHA, 1989). A continuación se describen brevemente cada una de ellas.

- pH (potencial de hidrógeno): Su medición se realizó por el método potenciométrico, con el uso de un electrodo combinado calibrado a pH 7 y 4 con soluciones estandarizadas.
- Alcalinidad: Esta es función del contenido de bicarbonatos y carbonatos. Se determinó mediante titulación potenciométrica con H_2SO_4 previamente normalizado en 0.05 N; el punto de referencia se situó en un pH de 4.3.
- Sulfatos: Se determinaron por el método gravimétrico con ignición de residuo a 800°C .
- Oxígeno disuelto: Su determinación se realizó por el método potenciométrico, mediante el uso de un electrodo para medir oxígeno disuelto marca Orion.
- Sólidos totales: Son el material que queda en un recipiente después de la evaporación de una muestra de agua, a una temperatura de 103°C . Se utilizó el método gravimétrico para su determinación.
- Sólidos totales volátiles: Es una manera rápida de medir la materia orgánica presente en el agua. Se utilizó el método gravimétrico de ignición de residuo a 550°C .
- Sólidos totales fijos: Estos comprenden todo el material inerte (cenizas) presente en el agua. Es la diferencia entre los sólidos totales y los sólidos totales volátiles.
- Sólidos suspendidos: Es la materia que se encuentra en suspensión y que puede ser separada de una muestra de agua mediante el uso de papel filtro. Se utilizó el método gravimétrico con el uso de papel filtro Whatman GF/A. Al igual que los sólidos totales, la determinación en sus tres formas (SST, SSV, SSF) se realizó con la técnica de secado a 103°C e ignición de residuo a

550°C.

- Demanda química de oxígeno (DQO): Se utiliza para medir la cantidad de materia orgánica. Se utilizó la técnica de micro-DQO, en tubos de ensaye con tapón con sello de teflón.
- Demanda biológica de oxígeno (DBO₅): Se usa para determinar la materia orgánica biodegradable por vía aerobia durante 5 días de incubación a 20°C.
- Grasas y aceites: Se determinaron por la técnica de extracción por reflujo en un equipo soxhlet y destilación del solvente (hexano).
- Producción de gas: Se cuantificó por medio del uso de dos columnas de vidrio comunicadas por un sifón que operan por desplazamiento de agua, donde el registro de biogás producido se realiza mediante la adaptación de un contador eléctrico por impulsos (Veiga et al., 1988). Para determinar la composición del gas se utilizó un cromatógrafo de gases Fisher modelo 1200 con detector de conductividad térmica y columna porapak Q.
- Determinación de metales: Se aplicó el método de espectrofotometría de absorción atómica, previa digestión de la muestra con ácido nítrico y perclórico por 12 horas. El análisis se realizó con el equipo Perkin-Elmer modelo 1100 B y una curva de calibración con soluciones de concentración conocida para cada uno de los elementos por determinar.
- Conductividad: Se midió con un conductímetro marca Perkin-Elmer.
- Acidos grasos volátiles (AGV): Para su cuantificación se utilizó un cromatógrafo de gases con detector de ionización de flama marca SR1 8610. La columna fue de sílice fundido 0.53 mm con superox-Fa.
- Nitrógeno total (NTK): Se determinó en un inicio por el método

de Nessler previa digestión. Se realizaron lecturas colorimétricas en un espectrofotómetro (Perkin Elmer λ 3B) a una longitud de onda de 460 nm.

- Nitrógeno amoniacal (N-NH_4^+): Se determinó en un inicio por el método de Nessler. Se realizaron lecturas colorimétricas en un espectrofotómetro (Perkin Elmer λ 3B) a una longitud de onda de 460 nm.

El método de Nessler fue sustituido por el método Kjeldal semimicro. Se usó un digestor y una unidad de destilación rápida LABCONCO, el destilado se absorbió en ácido bórico con indicador, y se tituló con H_2SO_4 0.02 N. La razón del cambio de técnica para la cuantificación del nitrógeno en sus dos formas fue que se estaba teniendo un error por el método de Nessler, debido a la elevada concentración de nitrógeno en el desecho.

4. RESULTADOS Y DISCUSION.

Para el periodo de operación en el estudio de tratabilidad del agua, se obtuvieron resultados bajo diferentes condiciones para los reactores involucrados en el tren de tratamiento. Para el reactor anaerobio se trabajó con condiciones de operación fijas, y para el reactor aerobio se consideraron tres diferentes periodos. Los resultados obtenidos durante las pruebas de tratabilidad del agua residual se presentan en función de las etapas de operación de los sistemas de tratamiento.

Ambos reactores operaron continuamente durante las 24 horas y los 7 días de la semana sin interrupción salvo 2 semanas durante el arranque. Las etapas de operación de cada uno de los reactores se presentan en la tabla 4.1.

Tabla 4.1. Diferentes etapas de operación de los reactores anaerobio y aerobio.

| ETAPA | No. días | Reactor | Condiciones | Bv |
|-----------------|----------|-----------|-----------------|------|
| I.- Arranque | 39 | Anaerobio | TRH=1.2, T=35, | 5.9 |
| | 36 | Aerobio | TRH=3.0, T=Amb. | 1.12 |
| II.- Operación | 48 | Anaerobio | TRH=1.2, T=35, | 5.9 |
| | 35 | Aerobio | TRH=3.0, T=Amb. | 1.12 |
| III.- Operación | 8 | Aerobio | TRH=2.0, T=Amb. | 1.68 |
| IV.- Operación | 8 | Aerobio | TRH=1.0, T=Amb. | 3.35 |

Tiempo de retención hidráulica TRH=(días); T=(°C);

Carga Orgánica Bv=(Kg DQO/m³día).

4.1. REACTOR ANAEROBIO.

4.1.1. ARRANQUE.

El tiempo total de operación para esta etapa fue de 39 días, el cual fue suspendido por 15 días (días 14 al 28) por la falta de agua de alimentación, periodo en el cual nos vimos en la necesidad de recircular el efluente con el propósito de que la desestabilización del sistema fuera mínima.

Durante el periodo de arranque las condiciones de operación manejadas y que permanecieron sin alteración posterior fueron: Tiempo de retención hidráulica (TRH) de 1.2 días, carga orgánica (Bv) de 5.9 kg de DQO/m³día y temperatura de 35°C.

El periodo de arranque se inició inmediatamente después de ser inoculado el reactor con lodo anaerobio llevándose a cabo su alimentación en forma continua y con el agua sin diluir; el arranque se considera como un periodo de adaptación de la biomasa microbiana al tipo de sustrato; su duración se estima en función de que se alcance estabilidad en los parámetros de salida (principalmente DQO y producción de gas).

4.1.2. OPERACION.

Se considera al periodo en el cual el reactor presenta un comportamiento estable en la remoción de los parámetros del agua residual; este periodo tuvo una duración de 48 días y comprende del día 39 al 87.

Para el periodo de operación, las condiciones manejadas y que permanecieron constantes durante toda la fase de estudio fueron las mismas del arranque: Tiempo de retención hidráulica (TRH) de 1.2 días, con una carga orgánica promedio de 5.9 Kg de DQO/m³día y

temperatura de 35°C.

Durante el inicio de la operación del reactor se realizó un análisis de metales (tabla 4.2) con el propósito de establecer su concentración en el agua de alimentación. De acuerdo a la DQO de alimentación (7000-7500 mg/l), tendría que haber una concentración de Hierro de 0.5-20 mg/l, Niquel de 0.05-3 mg/l, Cobalto de 0.05-2 mg/l (primer diplomado internacional de química ambiental del agua) procurando tener la concentración mayor de metales permisible previendo que parte pueda precipitar por la formación de sulfatos en aguas con alta concentración de sulfuros, al encontrarse carencia de estos se decidió adicionarlos en la alimentación (día 42) con el propósito de aumentar la eficiencia de remoción del reactor y aumentar la producción de gas, en las siguientes cantidades: Fe = 5.0 mg/l, Cu = 0.1 mg/l, Zn = 1.0 mg/l, Ni = 10 mg/l, Co = 0.2 mg/l, con lo que se observó un rápida recuperación en la producción de gas (días 42 a 60, fig. 4.10); ya estabilizada la operación del reactor a estas condiciones y con el proposito de aumentar aún más su eficiencia, se procedió a incrementar la cantidad de nutrientes (día 60) a las siguientes cantidades: Fe = 15 mg/l, Cu = 0.3 mg/l, Zn = 3.0 mg/l, Ni = 30 mg/l, Co = 0.6 mg/l. El reactor se operó a estas condiciones únicamente un fin de semana (3 días), ya que al parecer el aumento en la cantidad de metales disminuyó significativamente la producción de gas (días 60 a 62, fig. 4.10), por lo que se decidió el disminuir su adición a la concentración previa, la cual se mantuvo hasta la conclusión del proyecto.

El motivo de agregar estos metales como nutrientes fue satisfacer su deficiencia en el sistema, proporcionando así un

TABLA 4.2. Composición de metales a la entrada y salida de los reactores.

| PARAMETROS | AGUA RESIDUAL | | | | | |
|------------|---------------|----------|---------|----------|----------|----------|
| | INF-AN | PROMEDIO | EF-AN | PROMEDIO | EF-AER | PROMEDIO |
| Zn(mg/l) | 2.0-2.8 | 2.4 | 1.8-2.0 | 1.9 | 1.6-3.0 | 2.3 |
| Cu(mg/l) | 1.0-1.2 | 1.1 | 1.0-1.6 | 1.15 | 1.2-1.8 | 1.5 |
| Ni(mg/l) | 0.0-0.4 | 0.2 | 0.0-0.6 | 0.3 | 0.2-0.6 | 0.4 |
| Fe(mg/l) | 7.4-32.0 | 19.7 | 7.6-9.8 | 8.7 | 7.1-23.0 | 15.5 |
| Co(mg/l) | 0.8-1.0 | 0.9 | 0.8-0.8 | 0.8 | 0.6-1.0 | 1.3 |
| Ca(mg/l) | 6.2-16.0 | 9.1 | 3.6-9.4 | 7.5 | 5.2-9.8 | 7.5 |
| Na(mg/l) | 938-1047 | 992.5 | 922- | 922 | 577-998 | 787.5 |

Nota: Influyente antes de adicionar metales, efluente después de adicionar metales.

medio más favorable a los microorganismos, esperando con esto, aumentar su actividad y en consecuencia, favorecer la eficiencia de remoción de DQO y el aumento en la producción de gas. Un exceso de estos nutrientes puede inhibir la actividad de los microorganismos, disminuyendo de igual manera la capacidad de remoción de DQO y producción de gas.

Otro problema que se presentó, fue el alto valor de pH de la mezcla de alimentación, el cual era de 8.4 (poco antes del periodo de operación, días 31 a 35 fig. 4.1) y que ocasionaba una mínima producción de biogás (muy cercana a cero), por lo que hubo que ser controlado mediante la adición de ácido fosfórico a partir del día 36 para alcanzar valores de pH igual a 7.0 con un volumen de 0.5 ml de H_3PO_4 concentrado por litro de agua residual. La decisión de utilizar ácido fosfórico para disminuir el pH del agua se tomó ya que el agua residual presentó carencia de fósforo. El contenido de fósforo original fue de alrededor de 13 mg/l (ver tabla 3.2).

Con el fin de aumentar aún más la producción de biogás y la eficiencia en la remoción de materia orgánica, se introdujo recirculación al reactor, condiciones a las que sólo se operó por 5 días (días 80 a 84). El propósito de la recirculación fue el provocar un mayor mezclado en la cama de lodos, con lo que se esperaba tener un aumento en la eficiencia del proceso de digestión, al evitar la formación de canales a través del lodo así como su compactación. Esto fue necesario debido a la escasa turbulencia existente por la baja producción de gas. La recirculación provocó que parte del lodo fuese evacuado por el efluente como se observa en la fig. 4.8, , motivo por el cual se decidió eliminarla y volver a las condiciones originales de

operación, las cuales se mantuvieron hasta la conclusión del experimento. La evacuación de lodo posiblemente se debió a la acumulación de grasas en la cama de lodo lo cual se confirmó en un análisis posterior a la operación.

La tabla 4.3 muestra los valores promedio de los parámetros obtenidos durante las etapas de operación de ambos reactores. En los anexos se presenta la totalidad de resultados, pero se omiten los valores de los parámetros que se realizaron esporádicamente como fueron color, P, $SO_4^{=}$ y DBO, ya que su determinación sirvió para tener una referencia de su contenido en el agua residual.

4.1.3. ANALISIS DE RESULTADOS.

La comparación con otros estudios sólo se realizará con los trabajos efectuadas por Metzner y Temper (1990), Viñas (1989) y Viñas et al. (1990), ya que son trabajos en los que se realizó un estudio con aguas provenientes del mismo tipo de industria. La tabla 2.2 resume las principales características de las aguas de diferentes experiencias.

En las figuras 4.1 y 4.2 se observa que durante el periodo de operación (días 39 a 87) el pH del efluente se mantuvo en un valor de 7.0, mientras que la alcalinidad inicialmente fue de 2800 mg/l en promedio (días 39 a 55) y posteriormente descendió a un valor de 900 mg/l (días 56 a 87). En estas figuras también se puede observar que tanto el pH como la alcalinidad en el efluente se incrementaron a valores de 7.6 y 1400 mg/l respectivamente. El aumento de ambos en la salida se atribuye a que durante la

TABLA 4.3 Resumen de la operación de ambos reactores.

| PARAMETRO | ANAEROBIO | | AEROBIO | | | | | |
|--------------------------------|-----------|------|------------------|---------------|------------------|---------------|------------------|---------------|
| | ENTR. | SAL. | PRIMERA ENTR. | ETAPA SAL. | SEGUNDA ENTR. | ETAPA SAL. | TERCERA ENTR. | ETAPA SAL. |
| pH * | 7 | 7.6 | 7.7 | 8.4 | 7.4 | 8.1 | 7.6 | 8.3 |
| ALC. | 850 | 2100 | 2500 | 2200 | 1300 | 1300 | 1375 | 1100 |
| DQDt | 7000 | 3200 | 3200 | 800 | 4000 | 450 | 3200 | 350 |
| DQO ₅ | 3500 | 2250 | 2250 | 650 | 2550 | 350 | 2350 | 260 |
| DBOt | 4870 | 2750 | 2750 | 154 | 2447 | 143 | 2285 | 164 |
| DBO ₅ | 3162 | 1935 | 1935 | 103 | 1978 | 86 | 1898 | 121 |
| ST | 8000 | 4700 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| STV | 4000 | 1200 | --- | --- | --- | --- | --- | --- |
| SST | 2100 | 750 | 750 | 200 | 750 | 200 | 950 | 300 |
| SSV | 1500 | 500 | 500 | 100 | 700 | 135 | 500 | 195 |
| GR. Y AC. | 990 | 355 | 355 | 112 | 230 | 65 | 210 | 100 |
| SO ₄ = | 2200 | 1500 | --- | --- | --- | --- | 1500 | 1600 |
| N-NH ₄ ⁺ | 550 | 690 | 560 | 384 | 480 | 384 | 690 | 467 |
| COND. | 8600 | 7800 | 7800 | 7500 | 8600 | 8500 | 8600 | 8500 |
| DRP | --- | -410 | -410 | -210 | --- | --- | --- | --- |
| O ₂ | --- | 0 | 0 | 1.9 | 0 | 2.6 | 0 | 3.3 |
| COLOR | 1235 | --- | --- | --- | --- | --- | --- | 800 |
| IFOSFORO * | 275 | 50.4 | --- | --- | --- | --- | --- | 177 |

Nota: Concentraciones en mg/l, excepto pH, alcalinidad (mg CaCO₃/l), conductividad (mmhos/cm), DRP (mV) y color (referencia Pt/Co).

*Características del agua después de haber adicionado ácido fosfórico para la corrección del pH.

digestión anaerobia de la materia orgánica protéica, se produce $N-NH_4^+$, que neutraliza los AGV generados como intermediarios durante la digestión, efecto que se suma a la presencia de $H_2CO_3-HCO_3^-$, par ácido-base con el mayor efecto tamponante en la digestión anaerobia. La disminución de la alcalinidad en el agua de alimentación de 2800 mg/l a 900 mg/l se atribuye a que a partir de esa fecha, se comenzó a utilizar un nuevo lote de aguas de hueso, pezuña y cuernos y desorille, este descenso en la alcalinidad no influyó en la operación del reactor; periodo en el que el pH del influente se controlaba en 7.3 y el valor del efluente era de 7.6; Metzner y Temper (1990) en su experiencia tuvieron un pH promedio de alimentación de 7.5 (pH de 6.5-8.4) el cual no varió a la salida (pH de 6.5-8.4); en los trabajos realizados por Viñas (1989) y Viñas. *et al.* (1990), se reporta un pH promedio en el influente de 8.4, el cual se mantuvo en un promedio de 8.4 en el efluente. Al parecer el alto pH no representó problemas en la operación ya que no se reportan anomalías causadas por éste.

Para nuestra agua el uso de ácido fosfórico como agente neutralizante aumenta la concentración de fósforo en el efluente final del sistema (reactor híbrido más lodos activados) lo cual excede los límites fijados por la Secretaría de Desarrollo Urbano y Ecología (SEDUE) (10 mg/l); en consecuencia será necesario utilizar otro ácido para neutralizar. Se proponen como alternativa los ácidos clorhídrico y sulfúrico; el uso de ácido sulfúrico para neutralizar tiene como inconveniente que aumenta la cantidad de sulfatos en el agua residual. De cualquier forma se requerirá la adición de fósforo en la cantidad de 5 mg/l ya que la relación

DQO:N:P óptima para un reactor anaerobio es 400:5:1, mientras que la relación que se tenía originalmente en nuestra agua era de 540:42:1. Con la adición de fósforo en esta cantidad se tendría una relación de 400:31:1, lo que indica que el agua cuenta con un exceso de nitrógeno.

La DQO total se logró disminuir de 7000 mg/l a 3200 mg/l correspondiendo una eficiencia de remoción del 54.3 %. En lo que se refiere a la DQO soluble se disminuyó de 3500 mg/l a 2250 mg/l correspondiendo una eficiencia de remoción del 35.7 %. El comportamiento de la DQO durante el periodo de operación se puede observar en las figuras 4.3 y 4.4; en la figura 4.5 se presentan las eficiencias en la remoción de la DQO. En general, los lodos de inóculo utilizados en este estudio se adaptan plenamente a sustratos complejos en un lapso de 40 a 90 días (Descontaminación, 1991). Metzner y Temper (1990) lograron obtener una mayor eficiencia en la remoción de DQO (75-80 %); Viñas M. (1989) logró una eficiencia del 90 %; Viñas M. *et al.* (1990) lograron una eficiencia entre el 86 y 91 %. Además de la posibilidad señalada de que los lodos aún no estaban totalmente adaptados al desecho, esta mayor eficiencia en la remoción de DQO se puede atribuir a que Metzner y Temper realizaron un pretratamiento destinado a eliminar en su mayoría las grasas y sólidos suspendidos. Con respecto a las experiencias realizadas por Viñas y Viñas *et al.*, reportan una DQO suspendida del 32 % y un contenido mínimo de grasas; nuestra agua presenta altos contenidos de DQO suspendida (54 %) y grasas (990 mg/l).

Durante el periodo de operación, la remoción por vía anaerobia de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO) fue de 50 % en

la total y de 37.5 % en la soluble.

Los sólidos totales (ST) disminuyeron de 8000 mg/l a 4700 mg/l, correspondiendo una eficiencia de remoción del 41.3 %; los sólidos totales volátiles (STV) disminuyeron de 4000 mg/l a 1200 mg/l con una eficiencia de remoción del 70 %. El comportamiento de estos parámetros durante la operación puede verse en las figuras 4.6 y 4.7.

Los sólidos suspendidos totales (SST) se removieron de un valor promedio inicial de 2100 mg/l a un valor promedio final de 750 mg/l, que representa una eficiencia en la remoción del 64 %. Su comportamiento durante la operación se observa en la figura 4.8; para los sólidos suspendidos volátiles (SSV) se logró una remoción del 66 % ya que en promedio se abatieron a 500 mg/l de su valor inicial de 1500 mg/l (figura 4.9). Los sólidos suspendidos totales y volátiles se incrementaron ligeramente durante el periodo de recirculación (días 80 a 84).

Por lo que respecta a grasas y aceites, se lograron disminuir de 990 mg/l a 355 mg/l con una eficiencia de remoción del 59.8 %. Se encontró una gran acumulación de las grasas en la parte superior del reactor lo que hace suponer que gran parte de éstas no fueron removidas por medio de la digestión anaerobia, sino que su remoción se debió a su adsorción en el lodo, lo que provocó su flotación cuando se introdujo la recirculación. Esta suposición se vió confirmada por un análisis posterior a la operación del reactor, el cual mostró que los lodos habían retenido una cantidad de 0.45 g de GyA/g de SST. La fracción volátil de los SST fue del 75% (16.2 g/l SSV).

La producción de gas del reactor durante el periodo de

operación no fue constante (figura 4.10), lo cual se debe a anomalías en el sistema, y que pueden ser atribuidas a los siguientes factores.

El pH, ya que al parecer su alto valor inhibió la producción de gas. Como se puede observar, el periodo en el que la alimentación presentó un alto valor de pH (días 30 a 35 fig. 4.1) que oscilaba en valores 8.7 y 9.2, la producción de gas disminuyó hasta llegar a cero, razón por la cual fue necesario controlarlo en un valor de 7.0 mediante la adición de ácido. Al parecer una alta alcalinidad del sistema superior a 3000 mg/l no influye negativamente en la producción de gas, ya que durante los días 35 a 55 prevalecía una alta alcalinidad, tanto en el influente como en el efluente (ver figura 4.2), y esto no impidió que la producción de gas se incrementara a un valor promedio de 1.8 l/día (TPN) en aproximadamente 15 días después de controlar el pH.

La disminución en la producción de gas en los días 60 a 63 se atribuye al aumento en la cantidad de nutrientes en la alimentación (3 veces el original) por lo que fueron inmediatamente reducidos a su concentración previa; la disminución en la producción de gas en el día 65 se produjo por el aumento involuntario de la temperatura del cuarto de temperatura controlada a un valor por arriba de 50°C lo que disminuyó la actividad de los microorganismos. Si consideramos únicamente los días en que la producción de gas fue relativamente estable y la cual comprende los periodos del día 45 al 60 y del 68 al 87 se puede decir que la producción de gas fue de 1.6 l/día (TPN). Esta producción de gas no corresponde a la esperada ya que de acuerdo a la DQO removida se esperaría una producción de 0.34 m³CH₄ TPN/Kg

de DQO removida (Viñas M., Martínez J., et al., 1990) y se deberían obtener 13.3 l/día (TPND) de gas metano; si en promedio obtuvimos 1.6 l/día estaríamos hablando de una eficiencia en la conversión de DQO a metano del 12.0 %. Metzner y Temper lograron una eficiencia de conversión de DQO a metano del 97 %; Viñas (1989) logró una conversión del 88 % y Viñas et al. (1990) del 45 al 50 %. La eficiencia de conversión en nuestra experiencia es sumamente baja, razón por la cual se cree que las grasas, que contribuyen a la DQO y son lentamente biodegradadas, fueron adsorbidas por la biomasa siendo retenidas, más no metabolizadas; el análisis de grasas y aceites sobre los lodos, presentado anteriormente confirma esto. Además, se provocó la formación de una película que limitó la transferencia de sustrato hacia los microorganismos disminuyendo la conversión de DQO a gas metano. Con esto se confirma que para el tratamiento de aguas con alto contenido de grasas, es necesario realizar su remoción previa con el fin de tener una alta eficiencia tanto en la producción de gas como en la remoción de DQO, ya que de lo contrario la acumulación de grasas limitarían el contacto entre lodo y sustrato además de provocar su flotación.

El hecho de que la eficiencia de remoción de DQO total sea marcadamente mayor que la soluble hace suponer que gran parte de los sólidos suspendidos y las grasas son retenidos en el lecho de lodos, lo cual justificaría la mayor eficiencia en la remoción de la DQO total y la escasa producción de gas. Lo anterior se ve respaldado por la alta remoción de sólidos suspendidos 62.5 %. En este sentido, una alta concentración de sólidos suspendidos no degradables y acumulados en el lodo, disminuye su actividad

metanogénica (Sayed et al. 1986). Estos autores proponen la eliminación previa de los sólidos suspendidos y materiales difícilmente biodegradables para la adecuada operación del sistema anaerobio. Viñas (1989) observó problemas de operación por la acumulación de sólidos suspendidos y material difícil de biodegradar por lo que propone la operación en batch (alimentación y recirculación) para favorecer su degradación.

La tabla 4.4 muestra los resultados de las distintas experiencias con reactores anaerobios para el tratamiento de aguas de características similares a las de este estudio. Las aguas tratadas por Metzner y Temper (1990), Viñas M. (1989) y Viñas M. et al. (1990), provienen del mismo tipo de industria; en todos los casos, a TRH y carga orgánica similar se obtienen eficiencias de remoción de materia orgánica entre el 75 y el 90 %, mientras que en nuestra experiencia sólo se obtiene una remoción máxima del 58 %. Se puede decir, de acuerdo a estas experiencias, que el reactor UASB no operó completamente a satisfacción en la remoción de DQO. La posible adaptación incompleta de los lodos de inóculo al desecho, así como la influencia negativa del alto contenido de grasas en la alimentación (990 mg/l en promedio) pueden ser las causas; no obstante, su operación puede considerarse como buena.

TABLA 4.4 Comparación de resultados de las distintas experiencias.

| REFERENCIA | REACTOR | VOL. | TRH | TEMP. | Bv. | E. DQO. |
|-------------------------------|---------|-------|------|-------|-------------------------|---------|
| | | lts | Hrs | °C | KgDQO/m ³ .d | % |
| Metzner y Temper (1990) | F. A. | 82000 | 27 | 36 | 8.0 | 77 |
| Sayed <u>et al.</u> (1986)* | UASB | 12 | 5 | 30 | 6.1 | 55 |
| Sayed <u>et al.</u> (1986)* | UASB | 12 | 6.5 | 20 | 6.0 | 55 |
| A. Moya <u>et al.</u> (1990)* | UASB | 270 | 24 | 30 | 3.2 | 77 |
| A. Moya <u>et al.</u> (1990)* | F. A. | 392 | 24 | 30 | 3.2 | 77 |
| C. Díaz Báez (1990)* | F. A. | 5.4 | 31.2 | 35 | 4.2 | 60 |
| C. Díaz Báez (1990)* | F. A. | 5.3 | 31.2 | Amb. | 4.2 | 50 |
| Viñas M. (1989) | UASB | 11 | 48 | 20 | 5.0 | 90 |
| Viñas M. (1989) | BATCH | 11 | 48 | 20 | 5.0 | 86 |
| Viñas M. <u>et al.</u> (1990) | UASB | 11 | 10.8 | 30 | 5.0 | 86 |
| Viñas M. <u>et al.</u> (1990) | UASB | 11 | 20.4 | 30 | 5.0 | 88 |
| Viñas M. <u>et al.</u> (1990) | UASB | 11 | 25.2 | 18 | 5.3 | 91 |
| Viñas M. <u>et al.</u> (1990) | BATCH | 11 | 55.2 | 18 | 5.3 | 84 |
| Este estudio (1991) | HIBRIDO | 12.5 | 28.8 | 35 | 5.9 | 58 |

*De las experiencias a varios TRH y Bv sólo se tomaron las más representativas.

REACTOR ANAEROBIO

pH vs tiempo

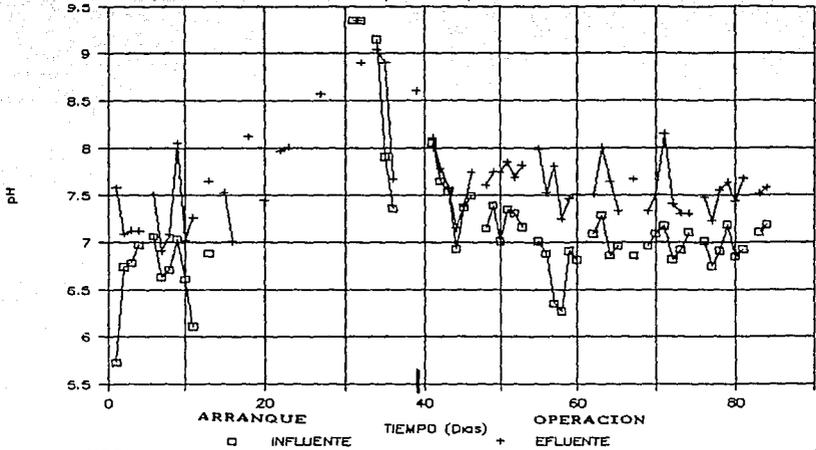


FIGURA 4.1 Comportamiento del pH.

REACTOR ANAEROBIO

Alcalinidad vs tiempo

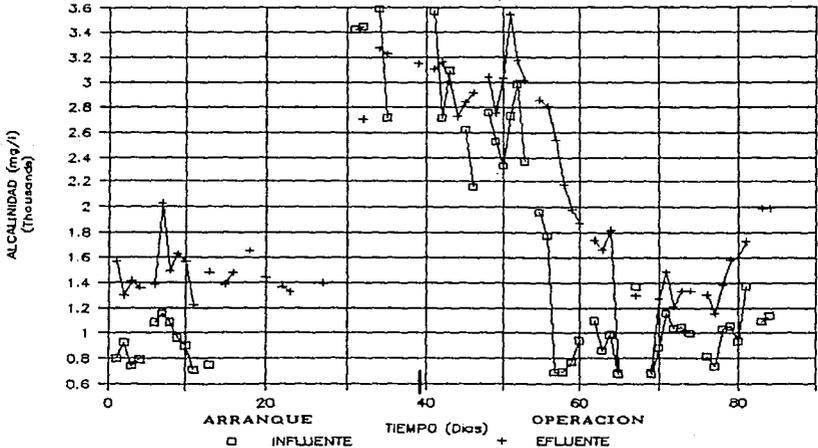


FIGURA 4.2 Comportamiento de la alcalinidad.

REACTOR ANAEROBIO

DQO total vs tiempo

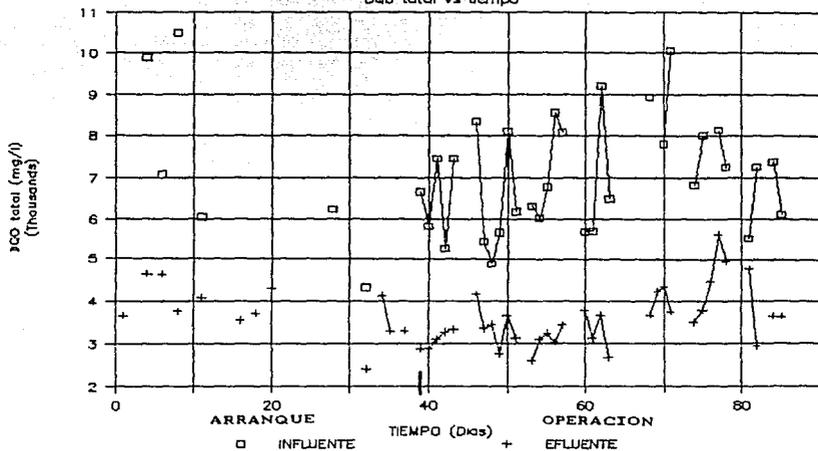


FIGURA 4.3. Comportamiento de la DQO total.

REACTOR ANAEROBIO

DQO soluble vs tiempo

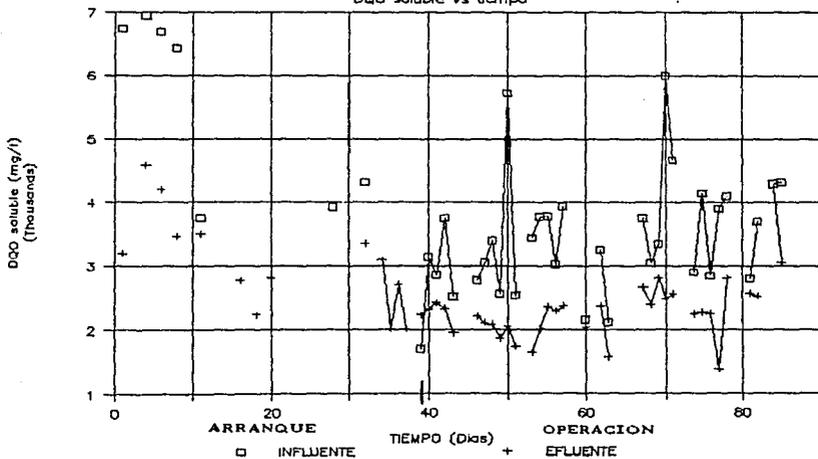


FIGURA 4.4 Comportamiento de la DQO soluble.

REACTOR ANAEROBIO

% de remoción vs tiempo

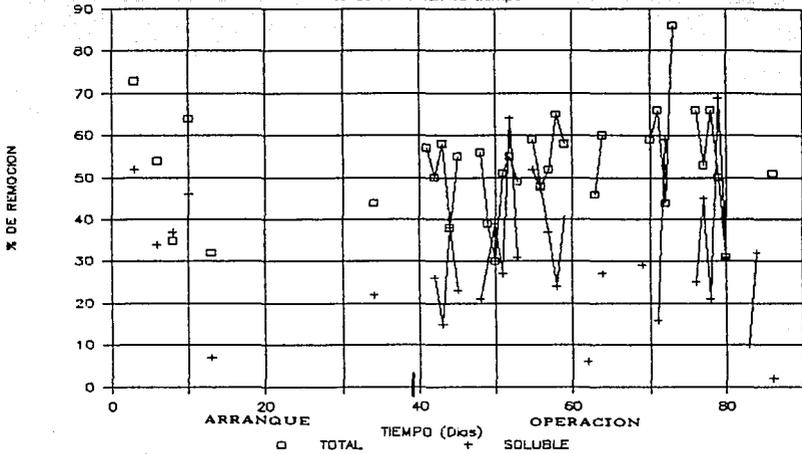


FIGURA 4.5 Eficiencia de remoción de la DGD total y soluble.

REACTOR ANAEROBIO

Sólidos totales vs tiempo

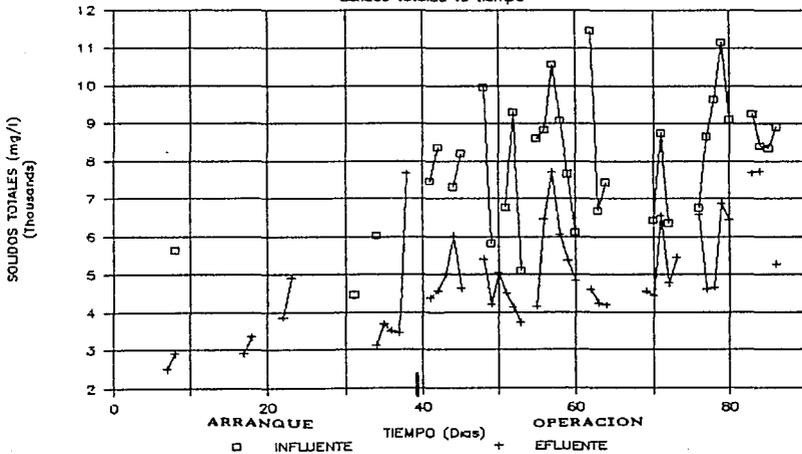


FIGURA 4.6 Comportamiento de los ST.

REACTOR ANAEROBIO

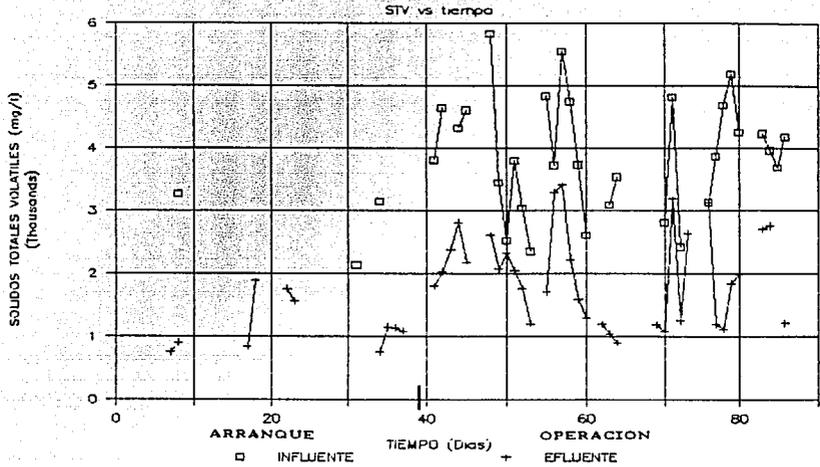


FIGURA 4.7 Comportamiento de los STV.

REACTOR ANAEROBIO

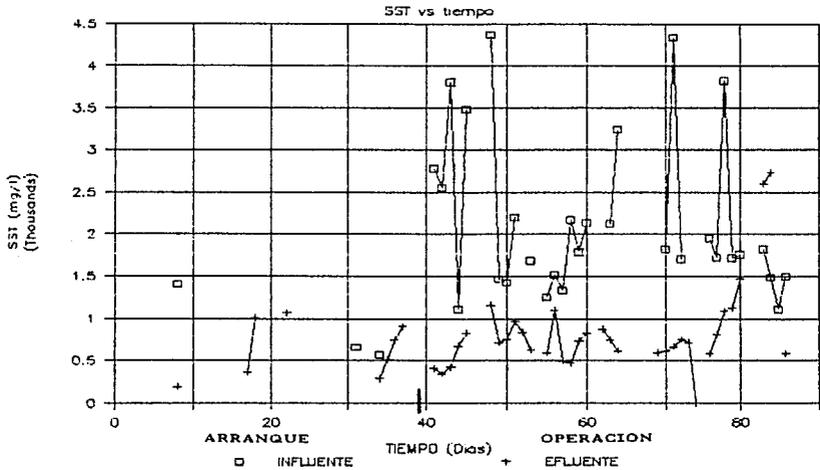


FIGURA 4.8 Comportamiento de los SST.

REACTOR ANAEROBIO

SSV vs tiempo

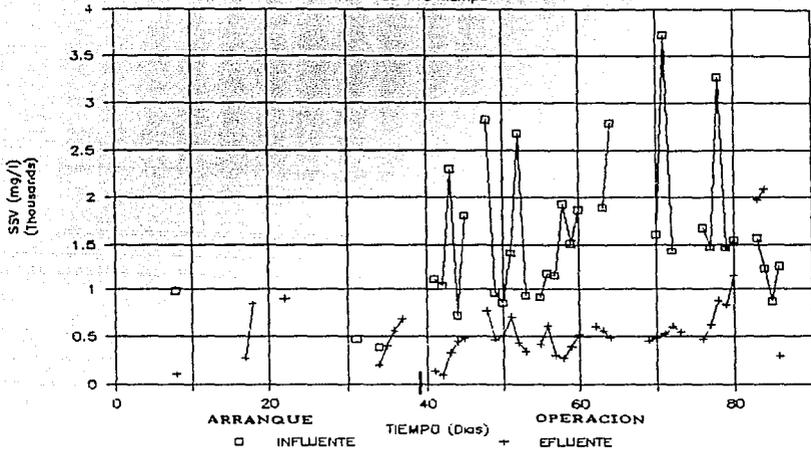


FIGURA 4.9 Comportamiento de los SSV.

REACTOR ANAEROBIO

Producción de gas (IPN) vs tiempo

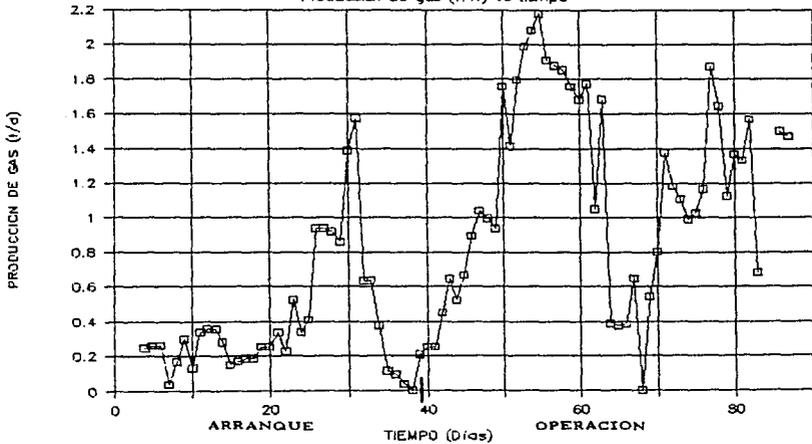


FIGURA 4.10 Comportamiento de la producción de gas.

4.2. REACTOR AEROBIO.

4.2.1. ARRANQUE.

Esta fase tuvo una duración total de 37 días, incluyendo un periodo en que fue suspendida la alimentación por 8 días (días 19 al 26) debido a la falta de agua. Durante este tiempo, el reactor se mantuvo aerado y se recirculó el efluente.

Durante el arranque, las condiciones de operación fueron: Tiempo de retención hidráulica (TRH) de 3 días, carga orgánica (BV) de 1.12 Kg de DQO/m³día y temperatura ambiente.

El arranque del proceso aerobio se inició 2 días después de la puesta en marcha el reactor anaerobio, ya que hubo que esperar a tener efluente anaerobio para poder iniciar su alimentación.

Como se dijo en su momento para el reactor anaerobio, el arranque se considera como un periodo de adaptación de la biomasa microbiana al tipo de sustrato.

Para la adaptación del inóculo (lodo activado proveniente de la planta de C.U.) del reactor aerobio al efluente anaerobio, se procedió a la operación del reactor en forma semicontinua durante los primeros 4 días, alimentándolo con el efluente anaerobio diluido con el propósito de tener una adecuada adaptación del lodo activado al sustrato. Para el control de esta etapa se siguió muy de cerca el aspecto del lodo y sus requerimientos de oxígeno (mediante la medición de oxígeno disuelto). Una vez adaptado el inóculo al efluente del reactor anaerobio, se dió paso a la alimentación en continuo con el efluente anaerobio sin diluir (día 38).

4.2.2. OPERACION.

En esta parte del estudio de tratabilidad se obtuvieron resultados bajo tres diferentes condiciones de operación, con el propósito de establecer el TRH óptimo en la remoción de los contaminantes del agua residual. Los resultados generados para cada una de las tres etapas, son analizados por separado; en lo que se refiere al pH, éste se analizará en general para las tres etapas, ya que sus valor se mantuvo constante durante toda la operación.

El valor de pH de alimentación fluctuó entre 7.3 y 7.8, teniendo un valor promedio de 7.6. Su valor en el efluente osciló entre 8.2 y 8.6 con un valor promedio de 8.4 (ver figura 4.11), lo que hace suponer que los AGV generados durante la digestión anaerobia y que neutralizaban parte del $N-NH_4^+$ presente en relativamente altas concentraciones, fueron consumidos durante la digestión aerobia, lo que favoreció que el equilibrio $NH_4^+-NH_3$ fijara el pH del reactor.

PRIMERA ETAPA: Durante esta etapa el reactor fue operado bajo las siguientes condiciones: tiempo de retención hidráulica (TRH) de 3 días a una carga orgánica de $1.12 \text{ Kg DQO/m}^3\text{día}$ y temperatura ambiente; a estas condiciones el reactor operó por un tiempo de 33 días (días 39 a 71). Los resultados que se obtuvieron son los siguientes.

Se redujo el valor de la alcalinidad a 2200 mg/l de su valor original de 2500 mg/l ; para los últimos días de operación ésta se disminuyó tanto en el influente como en el efluente a un valor de 1400 mg/l . El comportamiento de la alcalinidad durante este periodo de operación puede verse en la figura 4.12. El hecho de

que la alcalinidad en el influente sea mayor a la del efluente, se atribuye a que el H_2CO_3 y HCO_3^- por ácido-base que tiene el mayor efecto tamponante fue en parte eliminado durante la aeración del reactor, lo que provoca una disminución en la alcalinidad.

En esta etapa se observa una clara remoción tanto para los sólidos suspendidos totales (SST) como para los sólidos suspendidos volátiles (SSV). En lo que respecta a los SST, estos se removieron de 750 mg/l a 200 mg/l con una eficiencia de remoción del 73 %; su comportamiento durante el periodo de operación puede verse en la figura 4.13. Los SSV fueron removidos en un 80 % al disminuirse de 500 mg/l a 100 mg/l. El comportamiento en su remoción puede verse en la figura 4.14.

Si se considera el sistema global (reactor híbrido + lodos activados), se alcanzó una reducción de los SST del 90 % ya que se redujeron de 2000 mg/l a 200 mg/l; en lo que respecta a los SSV se logró reducirlos de 1500 mg/l a 100 mg/l correspondiéndole una eficiencia de remoción del 93.3 %.

El comportamiento de la DQO total y soluble durante este periodo de operación puede verse en las figuras 4.15 y 4.16. En lo que se refiere a la DQO total, se redujo de 3200 mg/l (influyente) a 800 mg/l en el efluente. Al principio de éste periodo se tenía una eficiencia en su remoción del 75 %, la cual aumentó progresivamente hasta alcanzar un valor del 85 % para los últimos días de operación; el aumento en la eficiencia de remoción puede verse más claramente en la figura 4.17. Para la DQO soluble se logró una disminución del 71.1 % (de 2250 mg/l a 650 mg/l). Esta eficiencia de remoción se mantuvo constante durante todo el primer periodo de operación.

Para el sistema global se alcanzó una eficiencia de remoción de la DQO total del 88.6 % al reducirse de 7000 mg/l a 800 mg/l. La DQO soluble se abatió de 3500 mg/l a 650 mg/l con una eficiencia de remoción del 81.4 %.

Para grasas y aceites se obtuvo una eficiencia de remoción del 68.5 % al reducirse de 355 mg/l a 112 mg/l. El sistema global alcanzó una eficiencia en la remoción de éstas del 88.7 %.

Durante esta primera etapa de operación se tuvo un tiempo de retención celular (TRC) de 24.0 días.

SEGUNDA ETAPA: Debido al excelente comportamiento del reactor, se disminuyó su tiempo de retención hidráulica a 2 días, con una carga orgánica de 1.67 Kg DQO/m³día y temperatura ambiente; condiciones a las que el reactor se operó por espacio de 8 días (días 72 a 79).

Durante esta etapa las alcalinidades tanto del influente como del efluente presentaron un valor promedio de 1300 mg/l (ver figura 4.12), lo cual no representó problema alguno para la operación.

Durante esta etapa los SST en el influente tuvieron un valor promedio de 750 mg/l y una concentración en el efluente de 200 mg/l con una eficiencia de remoción del 73 %. La figura 4.13 presenta su comportamiento durante el periodo de operación. El aumento de los sólidos suspendidos volátiles (SSV) en el influente a un valor de 700 mg/l (valor original 500 mg/l) provocó una mayor concentración de salida (135 mg/l, valor original 100 mg/l). Con ello se obtuvo una remoción del 80.7 %. El comportamiento de este parámetro puede apreciarse en la figura 4.14.

Si consideramos el sistema global (reactor híbrido + lodos

activados) los SST fueron removidos en un 90 % al pasar de 2000 mg/l a 200 mg/l. Los SSV se lograron remover de 1500 mg/l a un valor final de 135 mg/l, correspondiéndole una eficiencia de remoción del 91 %.

A pesar del aumento de la DQO total en el influente a un valor de 4000 mg/l, en el efluente disminuyó con respecto al primer periodo de operación, obteniéndose un valor de 450 mg/l, con una eficiencia de remoción del 88.8 %. Para la DQO soluble se alcanzó una eficiencia de remoción del 86.2 % al pasar de un valor inicial de 2550 mg/l a 350 mg/l. Durante este periodo, y con respecto al anterior, las eficiencias de remoción de la DQO, tanto total como soluble, se mejoraron en un 8.7 % y 15 % respectivamente, por lo que se puede decir con certeza que durante el primer periodo de operación el sistema aún no alcanzaba un estado estable.

Para el sistema global se logró obtener una eficiencia de remoción para la DQO total y soluble del 93.6 % y 90 % respectivamente, siendo que la DQO total se disminuyó de 7000 mg/l a 450 mg/l y la DQO soluble de 3500 mg/l a 350 mg/l.

En la remoción de grasas y aceites se obtuvo una eficiencia en la remoción del 71.7 % siendo ligeramente mayor que en la primera etapa. Para el sistema global estas se removieron de 990 mg/l a un valor de 65 mg/l correspondiéndole una eficiencia en la remoción del 93.4 %.

En lo que se refiere a la DBO se obtuvieron remociones del 94.2 % y 95.6 % para la total y soluble respectivamente, al disminuir la total de 2447 mg/l a 143 mg/l y la soluble de 1978 mg/l a 86 mg/l.

La DBO para el sistema global se disminuyó en un 97.1 % y 97.3 % para la total y la soluble respectivamente. La DBO total se redujo de 5000 mg/l a 143 mg/l y la DBO soluble de 3226 mg/l a 86 mg/l.

Durante este periodo el lodo presentó una alta sedimentabilidad y un índice volumétrico de lodo (IVL) muy adecuado, de 43.8 ml/g.

Durante esta segunda etapa se tuvo un tiempo de retención celular (TRC) de 14.44 días.

TERCERA ETAPA: Se disminuye el tiempo de retención hidráulica del reactor a 1 día, con una carga orgánica de 3.2 Kg DQO/m³día y temperatura ambiente, ésto con el propósito de observar la operación del reactor bajo condiciones drásticas. A estas condiciones se operó durante un periodo de 8 días (días 80 a 87).

A pesar de haberse aumentado ligeramente la alcalinidad del influente al reactor a 1375 mg/l (figura 4.12), ésta se disminuyó en el efluente a un valor de 1100 mg/l, lo cual no representó problema alguno para la remoción de materia orgánica.

Se logró una remoción de la DQO total y soluble del 89.1 % y 88.9 % respectivamente al removerse la DQO total de 3198 mg/l a 350 mg/l y la soluble de 2349 mg/l a 260 mg/l. El comportamiento de la DQO total y soluble durante este periodo de operación puede verse en las figuras 4.15 y 4.16.

Si se considera el sistema global, la DQO total se logró disminuir de 7000 mg/l a 350 mg/l lo que representa un 95 % en remoción. En lo que se refiere a la DQO soluble se alcanzó una remoción del 92.6 % al disminuirse de 3500 mg/l a 260 mg/l.

Los sólidos suspendidos totales (SST) se removieron en un

68.4 % (con lo que disminuyó su remoción en un 13.3 % con relación al periodo anterior) ya que sólo se redujo de 950 mg/l a 300 mg/l. En lo que se refiere a los sólidos suspendidos volátiles (SSV), estos disminuyeron de 500 mg/l a 195 mg/l lo que corresponde a una eficiencia de remoción del 61 %, y una disminución en la remoción del 12 % con respecto a la etapa anterior; esta disminución en la remoción puede ser atribuida a que el tiempo de retención es corto (1 día) y la carga orgánica alta (3.2 Kg DQO/m³día). Por otro lado, el sedimentador pudo haber operado inadecuadamente bajo la carga hidráulica correspondiente a esta etapa.

Si se considera el sistema global, los SST fueron removidos en un 85 % y los SSV en un 87 % lo que significa una disminución en la eficiencia de remoción durante esta etapa.

Por su parte, las grasas a la salida del reactor se incrementaron en 35 mg/l con respecto a la etapa anterior disminuyendo su eficiencia de remoción en un 19.3 % ya que estas se eliminaron de 210 mg/l a 100 mg/l correspondiéndole una eficiencia de remoción de 52.4 %; para el sistema global se obtuvo una eficiencia de remoción del 89.9 %.

En la eficiencia de remoción de la DBO tanto total como soluble se lograron eficiencias del 92.8 % y 93.6 % respectivamente, ya que se disminuyó la DBO total de 2285 mg/l a 164 mg/l y la soluble de 1898 mg/l a 121 mg/l. Si se considera el sistema global, la eficiencia de remoción de DBO total y soluble fue de 96.5 % y 96.1 % respectivamente.

Durante este periodo el lodo presentó un índice volumétrico de lodo (IVL) de 56.8 % ml/g.

El incremento progresivo de los sólidos suspendidos volátiles

(CSSV) en el licor mezclado del reactor aerobio, se vió reflejado en un aumento en la eficiencia de remoción tanto de la DQO total como soluble; hecho importante es que la biomasa tardó en incrementarse mostrando una larga etapa de adaptación al sustrato. Este aumento se puede apreciar en la figura 4.18. El aumento progresivo en la eficiencia de remoción de la materia orgánica durante los tres periodos de operación puede verse en la figura 4.17.

Durante el periodo de operación del reactor, se midió en el licor mezclado la cantidad de oxígeno disuelto, asegurando de esta manera el satisfacer su demanda para el crecimiento de la masa microbiana y tener una buena degradación de la materia orgánica.

Durante el tiempo de operación del reactor no se realizaron purgas de lodos en forma controlada, ya que los únicos lodos evacuados del sistema fueron los sólidos suspendidos en el efluente del sedimentador. La razón de no haber realizado purgas durante el primer y segundo periodo de operación es que la cantidad de sólidos suspendidos volátiles en el licor mezclado (SSVLM) era muy baja, 800 y 1300 mg/l respectivamente; el valor recomendado de SSVLM es de 2000 mg/l a 3000 mg/l (Winkler 1986) cantidad que sólo se tuvo en el tercer periodo (2700 mg/l).

Como puede verse en la figura 4.19, para los diferentes TRH manejados, los mejores resultados se obtuvieron a un TRH de 1 día. De acuerdo a los tiempos de retención celular (TRC) de 24.0, 14.4 y 13.8 días para el primer, segundo y tercer periodo de operación respectivamente, para un TRC de 13.8 días se obtuvieron los mejores resultados en la remoción de la DQO tanto total como soluble (no así para SST, SSV, grasas y aceites) por lo que

podemos decir que es el TRC adecuado para operar el reactor. En lo que respecta a la remoción de SST y SSV, este no fue el TRC adecuado, ya que posiblemente la sedimentación al tiempo de retención hidráulica correspondiente ($TRH=1$) no era la apropiada, lo que provocó su evacuación del sistema; en lo que se refiere a grasas y aceites, su corto tiempo de residencia en el sistema ocasionó que fueran poco biodegradadas.

En lo que respecta al sistema global, sólo se realizará la comparación con la experiencia realizada por Metzner y Temper (1990), ya que son los únicos que realizan un postratamiento, y para el tercer periodo de operación del reactor aerobio ya que es en éste donde se obtienen los mejores resultados en remoción de DQO total y soluble.

En su experiencia, Metzner y Temper (1990) alcanzaron una eficiencia de remoción en DQO del 97 al 98 % mientras que en el presente trabajo se logró una eficiencia máxima del 95 %, por lo que podemos decir que el sistema global operó satisfactoriamente. La figura 4.20 presenta la eficiencia alcanzada por el sistema global en la remoción de los diferentes parámetros para los diferentes TRH.

La necesidad de realizar el postratamiento estará determinada por las condiciones particulares de descarga que le hayan sido fijadas a la empresa. Como lo muestran los resultados obtenidos en la mayoría de los casos, un postratamiento aerobio conjuntaría un proceso combinado altamente eficiente en la remoción de contaminantes, en el uso de energía y a costos de operación y mantenimiento sensiblemente menores a los de un proceso totalmente aerobio.

REACTOR AEROBIO

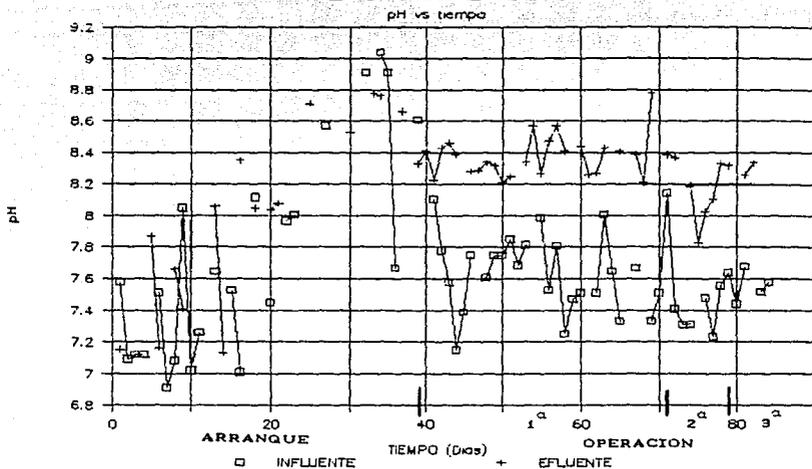


FIGURA 4.11 Comportamiento del pH.

REACTOR AEROBIO

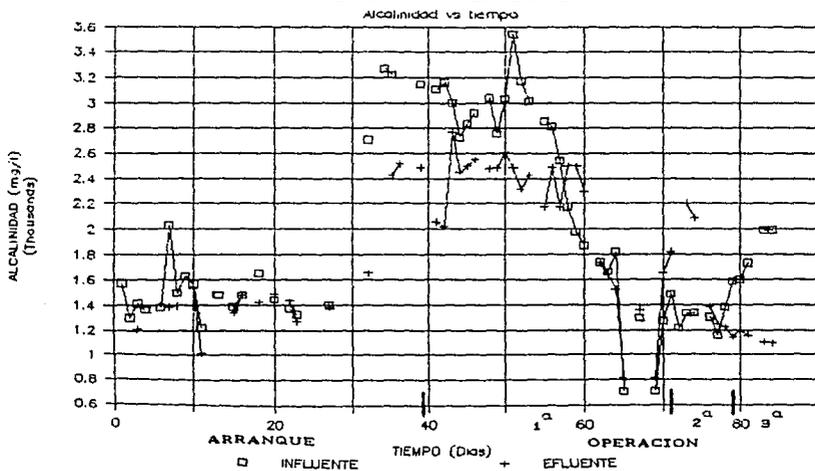


FIGURA 4.12 Comportamiento de la alcalinidad.

REACTOR AEROBIO

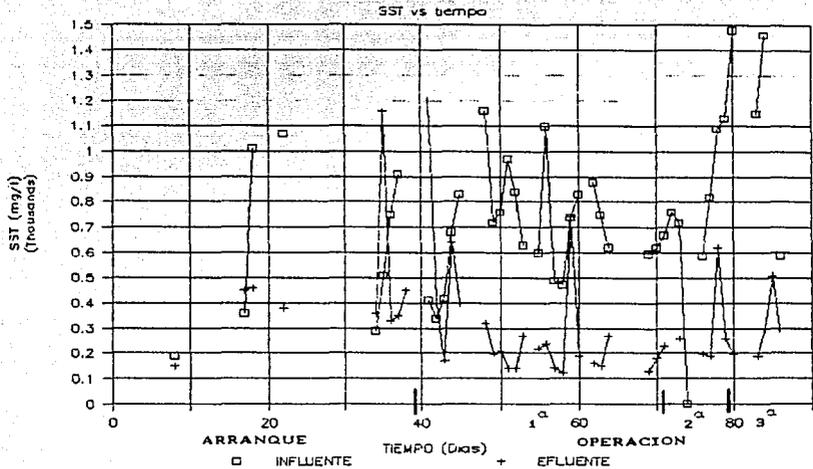


FIGURA 4.13 Comportamiento de los SST.

REACTOR AEROBIO

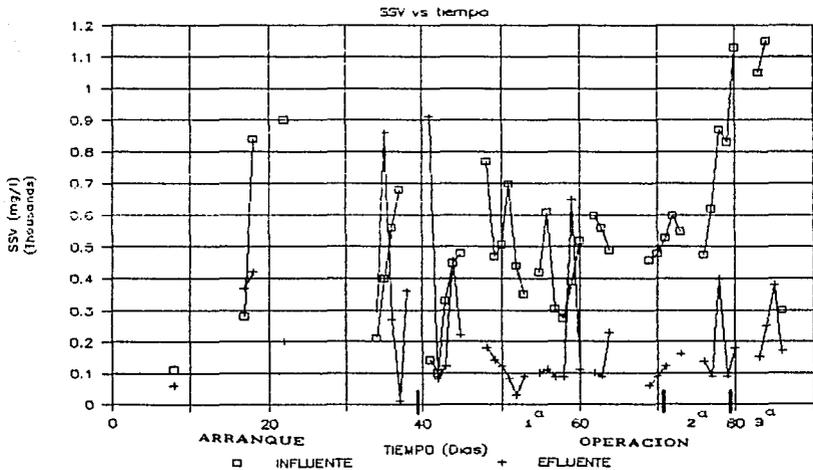


FIGURA 4.14 Comportamiento de los SSV.

REACTOR AEROBIO

DQO total vs tiempo

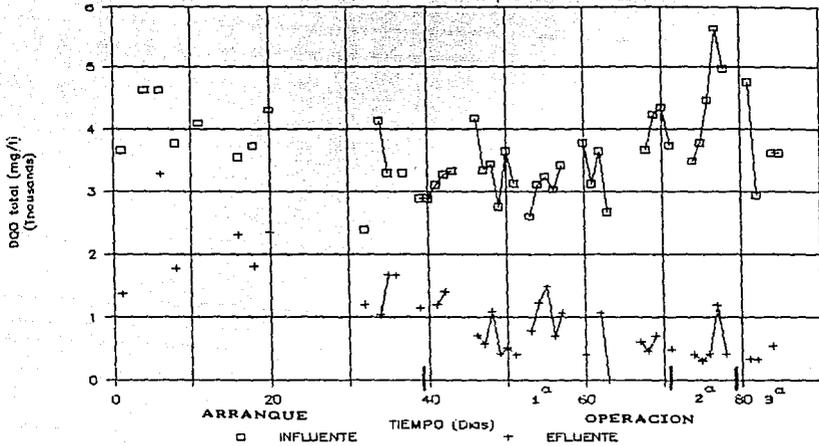


FIGURA 4.15 Comportamiento de la DQO total.

REACTOR AEROBIO

DQO soluble vs tiempo

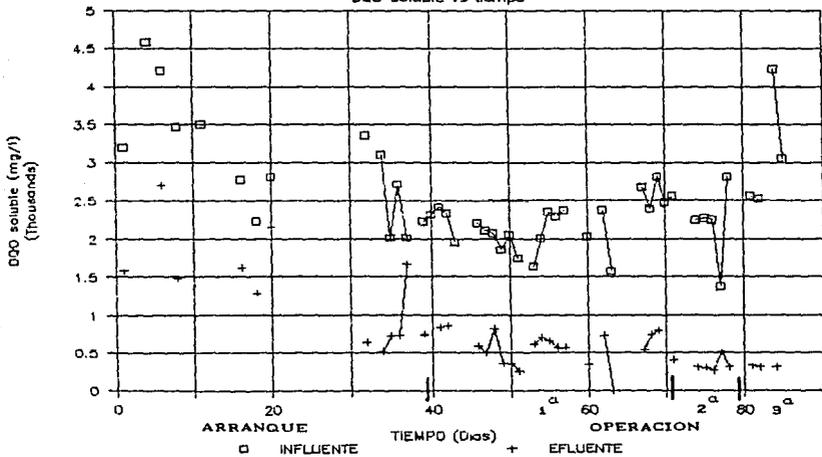


FIGURA 4.16 Comportamiento de la DQO soluble.

REACTOR AEROBIO

% de remoción vs tiempo

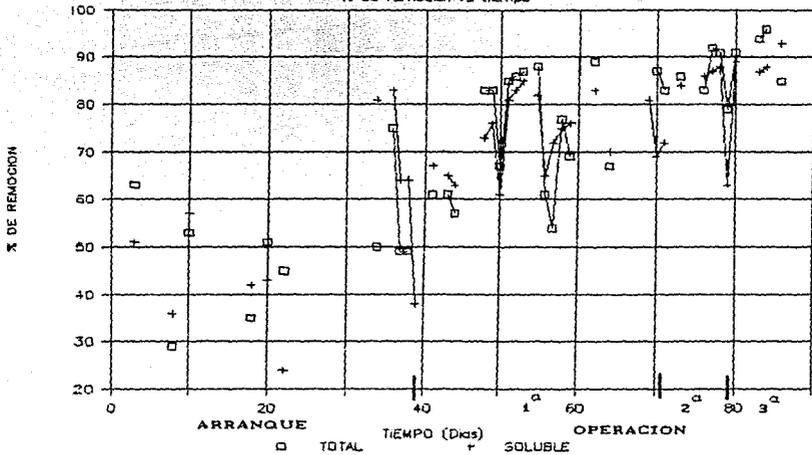


FIGURA 4.17 Eficiencia de remoción de la DQD total y soluble.

LICOR MEZCLADO Y EFLUENTE AEROBIO

SSV vs tiempo

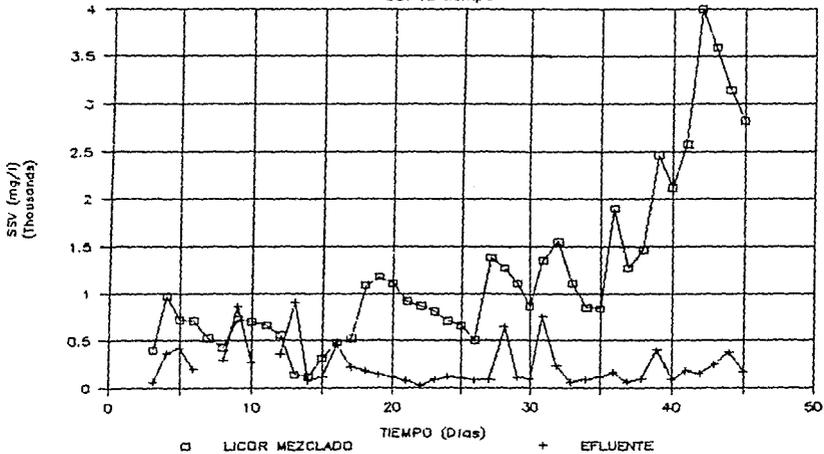


FIGURA 4.18 SSV del licor mezclado durante la etapa de arranque.

REMOCIÓN DE LOS DIFERENTES PARAMETROS

REACTORES ANAEROBIO Y AEROBIO

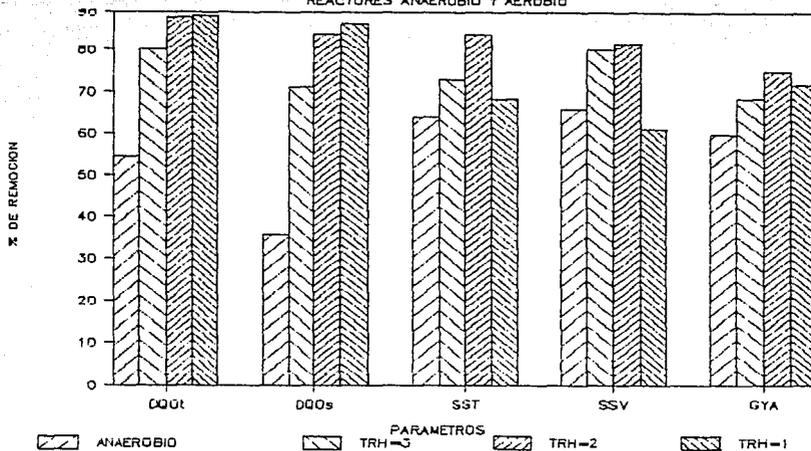


FIGURA 4.19 Eficiencia de remoción a los diferentes TRH.

REMOCIÓN DE LOS DIFERENTES PARAMETROS

SISTEMA GLOBAL

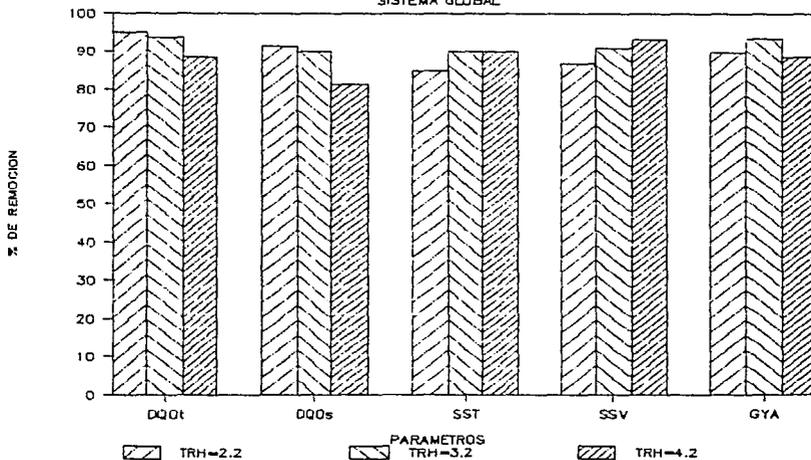


FIGURA 4.20 Eficiencia de remoción para el sistema global.

CONCLUSIONES

Con base a los resultados obtenidos de la experimentación, se puede concluir lo siguiente:

- El alto contenido de grasas y sólidos suspendidos en el agua de alimentación seguramente fue removido por medios físicos (ya sea por el atrapamiento de los sólidos suspendidos o por la adsorción de las grasas en el lodo), ya que no fueron metabolizados a metano (escasa producción de gas para la cantidad de DQO removida).

- El alto contenido de sólidos suspendidos y grasas, al parecer limitó la eficiencia de remoción de algunos parámetros y provocó problemas de flotación de lodos en el reactor anaerobio, por lo que estas aguas deberán de ser sometidas a un pretratamiento destinado a remover su exceso antes de ser tratadas con un proceso biológico para lograr así un buen desarrollo del sistema. El sistema anaerobio alcanzó una eficiencia de remoción de grasas y aceites del 64.1 % y el aerobio del 71.8 %, aunque, como se mencionó, probablemente éstas no se metabolizan.

- Se deberá considerar un relativamente largo periodo de arranque de los reactores biológicos, tanto el anaerobio como el aerobio, ya que la complejidad del agua residual así lo requirió. En particular, el proceso aerobio tardó alrededor de 40 días en incrementar los sólidos suspendidos volátiles a concentraciones superiores a 2000 mg/l.

- Una alta concentración de metales nutrientes en la alimentación, puede disminuir significativamente la eficiencia de

conversión de DQO a gas metano, lo que ocurrió en los días 60 a 62 cuando se incrementó el Ni en 3 veces más de lo necesario y Fe en 1 vez más de lo requerido.

- El proceso global anaerobio-aerobio alcanzó eficiencias de remoción de la DQO total del 95 %, de la DQO soluble del 91 % (a TRH global de 2.2 días), de los SST del 90 %, de los SSV del 91 % (a TRH global de 3.2 días) y de las grasas y aceites del 93 % (a TRH global de 3.2 días). Como se apuntó previamente, este último parámetro fue removido por medios físicos (adsorción sobre el lodo), como lo hace suponer la baja conversión de DQO removida a metano ($0.0396 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{KgDQOrem}$, para una remoción de DQO del 54.7 %, TRH global de 2.2 días).

- Mediante el uso de un sistema de tratamiento biológico combinado (anaerobio-aerobio), se puede obtener una buena calidad de efluente, a costos de operación y mantenimiento relativamente bajos. Las características del efluente global a TRH=3.2 días fueron: pH=8.4, alc.=1300 mg/l, SST=200 mg/l, SSV=135 mg/l, DQOt=450 mg/l, DQOs=350 mg/l, DBOst=143 mg/l, DBOss=86 mg/l, GYA=651 mg/l. Debido a que a 2.2 días globales se obtuvieron en algunos parámetros los mejores resultados, y a que los SS se pueden remover con un mejor diseño del sedimentador y las grasas y aceites con un buen pretratamiento, se recomienda un tiempo de retención hidráulico de 1 a 1.2 días para el reactor anaerobio y de 1 día para el reactor aerobio.

BIBLIOGRAFIA

- APHA-AWNA-WPCF (1989). Standard Methods for the Examination of Water and WasteWater. Edición 17.
- Díaz-Báez María Consuelo (1990): Tratamiento de aguas residuales de matadero mediante reactores anaerobios de lecho empacado. Universidad Nacional de Colombia. Serie de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina.
- García Ollervides J. (1990): Marco de referencia sobre el tratamiento de aguas residuales en México. IMTA - CNA, México. Serie de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina.
- Guyot Jean-Pierre (1990): Introducción a la microbiología de los digestores anaerobios. ORSTOM, México. Serie de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina.
- Descontaminación (1991): Estudio de tratabilidad de las aguas residuales provenientes de una planta productora de harina protéica. Informe de avance, preparado por el Instituto de Ingeniería, UNAM, México.
- Jewell W.J., Switzenbaum M.S. y Morris J.W. (1981): Municipal wastewater treatment with the anaerobic attached microbial. Film expanded bed process. J. Wat. Pollut. Control Fed., 53: 482-490.
- Joung J.C. y McCarty P.L. (1969): The anaerobic filter for waste treatment. J. Wat. Pollut. Control Fed. 41: 160-173.
- McInerney M.J. and Bryant M.P. (1981): Basic principles of bioconversions in anaerobic digestion and methanogenesis pp. 277-296. In S.S. Sofer and O.R. Zabrosky. Biomas conversion process for energy and fuels. Plenum Publishing Corporation.

- Metzner G. and Temper U. (1990): Operation and optimization of a full-scale Fixed-bed reactor for anaerobic digestion of animal rendering waste water. Munich.
- Moya Moreno Ayda L. (1990): Comportamiento de una descarga de agua residual de matadero mediante el tratamiento anaeróbico UASB-Filtro anaeróbico. Barranquilla, Universidad del Norte, Colombia. Serie de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina, p.p. 69-106.
- Noyola Robles Adalberto (1990): Tratamiento anaerobio de aguas residuales: una experiencia de adaptación de tecnología en México. Instituto de Ingeniería UNAM, México. Serie de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina, p.p. 337-357.
- Noyola Robles Adalberto y Briones Méndez Roberto (1990): Obtención de energía y recuperación de recursos a partir de desechos orgánicos del corredor turístico Cancun-Tulum. Estudio de prefactibilidad. México.
- Noyola Robles Adalberto (1991): Apuntes, diseño de reactores anaerobios. Modulo, tratamiento anaerobio de aguas residuales. Primer diplomado internacional de química ambiental del agua. Fac. de Química-Inst. de Ingeniería UNAM, México.
- Rouviere P.E. and Wolfe R.S. (1988): Novel Biochemistry of methanogenesis. J. Biol. Chem. 263: 7913-7916.
- Sameh Sayed, Lies van Campen & Gatze Lettinga (1986): Anaerobic treatment of slaughterhouse waste using a granular sludge UASB reactor.
- Smith P.H. and Mah R.A. (1966): Kinetics of acetate metabolism during sludge digestion. Application Microbiological.

- Speece Richard E. (1990): Toxicity fate in anaerobic process. Universidad de Vanderbilt, Nashville. Serie de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina.
- Switzenbaum M.S. y Jewell W.J. (1980): Anaerobic attached-film expanded-bed reactor treatment. J. Wat. Pollut. Control Fed., 52: 1952-1965.
- Van den Berg L. and Lentz C.P. (1979): Comparison between up and downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface-to-volume ratios for the treatment of bean blanching waste, on Proc. 34th Purdue Indust. Waste Conf., 319-793.
- Veiga M.C., Soto M., Méndez R. y Lema J.M. (1988): A new device for measurement and control of gas production by bench scale anaerobics digester. Water Research, Impreso en Gran Bretaña.
- Viñas María (1989): Estudios de tratamientos anaerobios para la industria Uruguaya. Instituto de Ingeniería Química, Montevideo Uruguay.
- Viñas M., Galain C., Lois M. (1990): Treatment of proteic wastewater in continuous and intermittents UASB reactor. Instituto de Ingeniería Química, Montevideo Uruguay.
- Viñas M., Martínez J., Baselli B. y Galain C. (1990): Separación de etapas acidogénica y metanogénica: Un ejemplo con agua residual de fabricación de pulpa termomecánica. Depto. de Ingeniería de reactores-Instituto de Ingeniería Química, Facultad de Ingeniería Uruguay. Serie de conferencias sobre tratamiento anaerobio de aguas residuales en América Latina.
- Widdel F. (1986): Growth of methanogenic bacteria in pure culture with 2-propanol and other alcohol, as hydrogen donors. Appl. Environ. Microbiol. 51: 1056-1062.

- Wilkie A. & Colleran E. (1986): Microbiological aspects of anaerobic digestion. En preceding of the second National conference on anaerobic treatment of industrial Waste Water. Chicago, Illinois.

- Winkler Michael (1986): Tratamiento biológico de aguas de desecho. México, primera edición en español, editorial Limusa.

INFLUENTE

| FECHA | DIA | pH | Alt. | DDOt | DDOs | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | A6V | ACETICO | PROP. | BUTIRICO |
|--------|-----|------|-----------|--------|--------|-------|------|------|------|------|------|---------|-----------|-----------|----------|------|---------|-------|----------|
| | | | mgCaCO3/l | mgO2/l | mgO2/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mgGYA/l | mgN-NH4/l | mgN-org/l | µmhos/cm | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l |
| 230191 | 1 | 5.73 | 800 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 240191 | 2 | 6.74 | 928 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 250191 | 3 | 6.78 | 743 | | 6737 | | | | | | | | | | | | | | |
| 260191 | 4 | 6.97 | 793 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 280191 | 6 | 7.06 | 1085 | 9895 | 6947 | | | | | | | | | | | | | | |
| 290191 | 7 | 6.63 | 1157 | | | 15398 | 5824 | 9504 | | | | | | | | | | | |
| 300191 | 8 | 6.71 | 1065 | 7074 | 6695 | 5648 | 2380 | 3268 | 1410 | 430 | 980 | | | | | | | | |
| 310191 | 9 | 7.03 | 964 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 10291 | 10 | 6.61 | 903 | 10500 | 6429 | | | | | | | | | | | | | | |
| 20291 | 11 | 6.11 | 711 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 40291 | 13 | 6.88 | 751 | 6052 | 3757 | | | | | | | | | | | | | | |
| 220291 | 31 | 9.35 | 3425 | 6230 | 3923 | 4464 | 2360 | 2140 | 660 | 190 | 470 | | | | | | | | |
| 230291 | 32 | 9.35 | 3447 | | | | | | | | | | | | 5940 | | | | |
| 250291 | 34 | 9.15 | 3589 | 4320 | 4320 | 6032 | 2888 | 3144 | 570 | 180 | 390 | 435 | | | | 453 | 73 | 112 | |
| 260291 | 35 | 7.91 | 2719 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 270291 | 36 | 7.36 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 40391 | 41 | 8.05 | 3573 | 6662 | 1697 | 7465 | 3655 | 3810 | 2780 | 1680 | 1100 | | | | 8132 | 1855 | 126 | 91 | |
| 50391 | 42 | 7.65 | 2719 | 5834 | 3145 | 8364 | 3720 | 4644 | 2550 | 1520 | 1030 | 989 | | | | | | | |
| 60391 | 43 | 7.54 | 3093 | 7453 | 2863 | | | | | | | | | | 9416 | | | | |
| 70391 | 44 | 6.93 | 5628 | 5301 | 3756 | 7324 | 3004 | 4320 | 1110 | 390 | 720 | | | | | 1576 | 33 | 115 | |
| 80391 | 45 | 7.37 | 2624 | 7453 | 2522 | 8208 | 3600 | 4608 | 3480 | 1670 | 1810 | | | | | | | | |
| 90391 | 46 | 7.5 | 2161 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 110391 | 48 | 7.15 | 2761 | 8337 | 2779 | 9964 | 4134 | 5830 | 4370 | 1550 | 2820 | | | | | 2055 | 97 | 62 | |
| 120391 | 49 | 7.39 | 2531 | 5462 | 3062 | 5828 | 2388 | 3440 | 1470 | 510 | 960 | | | | 8820 | 1762 | 93 | 88 | |
| 130391 | 50 | 7.01 | 2331 | 4880 | 3400 | | | | 1430 | 580 | 850 | | | | | | | | |

INFLUENTE

| FECHA DIA | pH | Alk. | D00t | D00s | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | ACETICO | AGV | BUTIRICO |
|-----------|----|------|------|-------|------|-------|------|------|------|------|--------|-------|--------|----------|-----------|--------|----------|
| | | | | | | | | | | | | | | | mgCaCO3/l | mgO2/l | mgO2/l |
| 140391 | 51 | 7.35 | 2735 | 5680 | 2560 | 6775 | 2980 | 3795 | 2200 | 800 | 1400 | | | | | | |
| 150391 | 52 | 7.31 | 2984 | 8104 | 5725 | 9312 | 6272 | 3040 | 4640 | 1960 | 2680 | | | | | | |
| 160391 | 53 | 7.16 | 2372 | 6188 | 2539 | 5105 | 2750 | 2355 | 1690 | 760 | 930 | | | | | | |
| 180391 | 55 | 7.01 | 1958 | 6318 | 3446 | 8615 | 3780 | 4835 | 1260 | 350 | 910 | | | | | | |
| 190391 | 56 | 6.88 | 1777 | 6031 | 3774 | 8840 | 5120 | 3720 | 1520 | 360 | 1160 | 553 | 437 | 9292 | 1867 | 84 | 107 |
| 200391 | 57 | 6.35 | 689 | 6769 | 3774 | 10565 | 5015 | 5550 | 1340 | 205 | 1135 | | | | | | |
| 210391 | 58 | 6.27 | 694 | 8574 | 3036 | 9090 | 4345 | 4745 | 2170 | 240 | 1930 | | | | | | |
| 220391 | 59 | 6.91 | 772 | 8082 | 3959 | 7655 | 3925 | 3730 | 1790 | 280 | 1510 | | | | | | |
| 230391 | 60 | 6.81 | 943 | | 6120 | 3515 | 2605 | 2130 | 260 | | 1870 | | | | | | |
| 250391 | 62 | 7.09 | 1098 | 5710 | 2156 | | | | | | | | | | | | |
| 260391 | 63 | 7.29 | 865 | 5710 | | 6685 | 3590 | 3095 | 2120 | 230 | 1890 | | | 7000 | | | |
| 270391 | 64 | 6.86 | 991 | 9204 | 3259 | 7435 | 3905 | 3530 | 3240 | 450 | 2790 | | | | | | |
| 280391 | 65 | 6.96 | 676 | 6486 | 2119 | | | | | | | | | | | | |
| 300391 | 67 | 6.86 | 1370 | | | | | | | | | | | | | | |
| 10491 | 69 | 6.96 | 676 | | 3756 | | | | | | | | | | | | |
| 20491 | 70 | 7.09 | 865 | 8945 | 3055 | 6435 | 3620 | 2815 | 1820 | 210 | 1610 | | | | 1665 | | 114 |
| 30491 | 71 | 7.17 | 1157 | 12330 | 3347 | 8756 | 3936 | 4820 | 4340 | 610 | 3730 | 1274 | | 7488 | 2651 | 248 | 215 |
| 40491 | 72 | 6.82 | 1040 | 7800 | 6000 | 6360 | 3935 | 2425 | 1710 | 280 | 1430 | | | | | | |
| 50491 | 73 | 6.92 | 1045 | 10665 | 4673 | | | | | | | | | | | | |
| 60491 | 74 | 7.11 | 1001 | | | | | | | | | | | | | | |
| 80491 | 76 | 7.01 | 816 | 6821 | 2905 | 6760 | 3630 | 3130 | 1950 | 270 | 1680 | | | | | | |
| 90491 | 77 | 6.75 | 739 | 8014 | 4149 | 8660 | 4795 | 3865 | 1730 | 270 | 1460 | 1013 | | | | | |
| 100491 | 78 | 6.91 | 1035 | | | 9650 | 4965 | 4685 | 3830 | 550 | 3260 | | | | | | |
| 110491 | 79 | 7.19 | 1059 | 8135 | 3905 | 11160 | 5975 | 5185 | 1720 | 270 | 1450 | | | | | | |
| 120491 | 80 | 6.85 | 937 | 7241 | 4097 | 9120 | 4870 | 4250 | 1760 | 210 | 1550 | | 540 | 711 | 7140 | | |

INFLUENTE

| FECHA DIA | pH | Alk. | DOOt | DOOs | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | ACETICO | AGV | BUTIRICO |
|-----------|------|------|-----------|--------|------|------|------|------|------|------|---------|-----------|-----------|----------|---------|------|----------|
| | | | mgCaCO3/l | mgO2/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mgGYA/l | mgN-NH4/l | mgN-org/l | mahos/cm | mg/l | mg/l | mg/l |
| 130491 | 81 | 6.93 | 1376 | | | | | | | | | | | | | | |
| 150491 | 83 | 7.11 | 1093 | 5545 | 2814 | 9270 | 5040 | 4230 | 1820 | 250 | 1570 | | | | | | |
| 160491 | 84 | 7.19 | 1137 | 7242 | 3705 | 8408 | 4444 | 3964 | 1490 | 280 | 1210 | 886 | | | 1747 | 109 | 268 |
| 170491 | 85 | | | | | 8350 | 4665 | 3685 | 1110 | 250 | 860 | | 560 | 252 | | | |
| 180491 | 86 | | | 7368 | 4299 | 8915 | 4730 | 4185 | 1500 | 270 | 1230 | | | | | | |
| 190491 | 87 | | | 6109 | 4320 | | | | | | | 1102 | 540 | 152 | 1714 | 243 | 237 |
| DES. ST. | 0.63 | 1070 | 2513 | 1288 | 3252 | 2089 | 2279 | 3275 | 613 | 2857 | 277 | 126 | 223 | 1148 | 492 | 67 | 65 |
| FRDM. | 7.13 | 1624 | 7628 | 3806 | 8924 | 4429 | 4496 | 3044 | 886 | 2358 | 893 | 460 | 330 | 7904 | 1747 | 125 | 140 |
| MUEST. | 53 | 52 | 40 | 40 | 37 | 37 | 37 | 37 | 37 | 37 | 7 | 5 | 4 | 8 | 11 | 10 | 11 |

EFLUENTE ANAEROBIO

| FECHA DIA | pH | ALK. | DOO ₅ | E(DOO ₅) | DOO ₅ | E(DOO ₅) | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH ₄ | N-ORG. | CONDUCT. | AGV | OFF | | | |
|-----------|----|------|------------------------|----------------------|------------------|----------------------|----|------|------|------|------|------|---------------------|------------------------|-----------|----------|---------|-------|----------|------|--|
| | | | mgCaCO ₃ /l | mgO ₂ /l | % | mgO ₂ /l | % | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mgO ₂ /l | mgN-NH ₄ /l | mgN-org/l | µmhos/cm | ACETICO | PROP. | BUTIRICO | (av) | |
| 230191 | 1 | 7.58 | 1571 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 240191 | 2 | 7.09 | 1299 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 250191 | 3 | 7.12 | 1414 | 3663 | 73 | 3200 | 52 | | | | | | | | | | | | | | |
| 260191 | 4 | 7.12 | 1364 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 280191 | 6 | 7.51 | 1385 | 4632 | 54 | 4589 | 34 | | | | | | | | | | | | | | |
| 290191 | 7 | 6.91 | 2028 | | | | | 2508 | 1752 | 756 | | | | | | | | | | | |
| 300191 | 8 | 7.08 | 1499 | 4632 | 35 | 4210 | 37 | 2908 | 2008 | 900 | 190 | 80 | 110 | | | | | | | | |
| 310191 | 9 | 8.05 | 1628 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 10291 | 10 | 7.02 | 1569 | 3771 | 64 | 3471 | 46 | | | | | | | | | | | | | | |
| 20291 | 11 | 7.26 | 1219 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 40291 | 13 | 7.65 | 1484 | 4090 | 32 | 3506 | 7 | | | | | | | | | | | | | | |
| 60291 | 15 | 7.53 | 1388 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 70291 | 16 | 7.01 | 1479 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 80291 | 17 | | | | | | | 2920 | 2080 | 840 | 360 | 80 | 280 | | | | | | | | |
| 90291 | 18 | 8.12 | 1653 | 3559 | | 2772 | | 3344 | 1464 | 1880 | 1010 | 170 | 840 | | | | | | | | |
| 110291 | 20 | 7.45 | 1444 | 3724 | | 2234 | | | | | | | | | | | | | | | |
| 120291 | 21 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 130291 | 22 | 7.97 | 1370 | 4303 | | 2814 | | 3852 | 2104 | 1748 | 1070 | 170 | 900 | | | | | | | | |
| 140291 | 23 | 8.01 | 1328 | | | | | 4908 | 3352 | 1556 | | | | | | | | | | | |
| 180291 | 27 | 8.57 | 1397 | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 230291 | 32 | 8.91 | 2709 | | | | | | | | | | | | | | 5610 | | | | |
| 250291 | 34 | 9.04 | 3273 | 3360 | 22 | 2400 | 44 | 3124 | 2368 | 756 | 290 | 80 | 210 | | | | 915 | 250 | 181 | | |
| 260291 | 35 | 8.91 | 3225 | | | | | 3684 | 2540 | 1144 | 510 | 100 | 400 | | | | | | | | |
| 270291 | 36 | 7.67 | | 4129 | | 3097 | | 3500 | 2372 | 1128 | 750 | 190 | 560 | 276 | | | 7140 | | | | |

EFLUENTE ANAEROBIO

| FECHA DIA | pH | ALK. | DOQt | E(DOQt) | DOOs | E(DOOs) | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | AGV ACETICO PROP. | ORP BUTIRICO | |
|-----------|----|------|-----------|---------|------|---------|----|------|------|------|------|------|---------|-----------|-----------|----------|-------------------------|-----------------|---------|
| | | | mgCaCO3/l | mgO2/l | % | mgO2/l | % | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mgGVA/l | mgN-NH4/l | mgN-org/l | mmhos/cm | mg/l | mg/l | (av) |
| 280291 | 37 | | | 3300 | | 2014 | | 3460 | 2390 | 1080 | 910 | 230 | 680 | | | | | | |
| 10391 | 38 | | | | | 2713 | | | | | | | | | | | | | |
| 20391 | 39 | 8.61 | 3151 | 3300 | | 2014 | | | | | | | | | | | | | |
| 40391 | 41 | 8.11 | 3109 | 2897 | 57 | 2234 | | 4380 | 2580 | 1800 | 410 | 270 | 140 | | | | 8580 | | |
| 50391 | 42 | 7.78 | 3162 | 2897 | 50 | 2317 | 26 | 4576 | 2540 | 2036 | 340 | 240 | 100 | 234 | | | | | |
| 60391 | 43 | 7.58 | 3004 | 3116 | 58 | 2421 | 15 | 5020 | 2630 | 2390 | 420 | 90 | 330 | | | | 9416 | | -440 |
| 70391 | 44 | 7.15 | 2730 | 3276 | 38 | 2337 | 38 | 6016 | 3196 | 2820 | 680 | 230 | 450 | | | | 1754 | 146 | 87 |
| 80391 | 45 | 7.39 | 2841 | 3336 | 55 | 1952 | 23 | 4652 | 2472 | 2180 | 830 | 350 | 480 | | | | | | |
| 90391 | 46 | 7.75 | 2920 | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 110391 | 48 | 7.61 | 3041 | 4168 | 56 | 2211 | 21 | 5408 | 2800 | 2608 | 1160 | 390 | 770 | | | | 1761 | 434 | 72 -427 |
| 120391 | 49 | 7.75 | 2756 | 3352 | 39 | 2110 | 30 | 4228 | 2160 | 2068 | 720 | 250 | 470 | | | | 9984 | 2205 | 377 76 |
| 130391 | 50 | 7.75 | 3035 | 3440 | 30 | 2080 | 39 | 5052 | 2720 | 2332 | 760 | 250 | 510 | | | | | | |
| 140391 | 51 | 7.85 | 3543 | 2760 | 51 | 1866 | 27 | 4520 | 2475 | 2045 | 970 | 270 | 700 | | | | | | |
| 150391 | 52 | 7.69 | 3175 | 3649 | 55 | 2056 | 64 | 4128 | 2368 | 1760 | 840 | 400 | 440 | | | | | | -428 |
| 160391 | 53 | 7.82 | 3015 | 3134 | 49 | 1745 | 31 | 3725 | 2520 | 1205 | 630 | 280 | 350 | | | | | | |
| 180391 | 55 | 7.99 | 2859 | 2605 | 59 | 1641 | 52 | 4145 | 2440 | 1705 | 600 | 180 | 420 | | | | 2030 | 390 | 83 |
| 190391 | 56 | 7.53 | 2813 | 3118 | 48 | 2010 | 47 | 6475 | 3190 | 3285 | 1100 | 490 | 610 | 622 | 554 | | 10200 | | |
| 200391 | 57 | 7.81 | 2543 | 3241 | 52 | 2359 | 37 | 7715 | 4310 | 3405 | 490 | 185 | 305 | | | | | | |
| 210391 | 58 | 7.25 | 2176 | 3036 | 65 | 2297 | 24 | 6075 | 3850 | 2225 | 475 | 200 | 275 | | | | | | |
| 220391 | 59 | 7.47 | 1979 | 3426 | 58 | 2379 | 40 | 5400 | 3810 | 1590 | 740 | 350 | 390 | | | | | | |
| 230391 | 60 | 7.51 | 1875 | | | | | 4855 | 3560 | 1295 | 830 | 310 | 520 | | | | | | |
| 250391 | 62 | 7.51 | 1740 | 3783 | | 2034 | 6 | 4632 | 3440 | 1192 | 880 | 280 | 600 | | | | | | |
| 260391 | 63 | 8.01 | 1662 | 3124 | 46 | | | 4245 | 3210 | 1035 | 750 | 190 | 560 | | | | | | |
| 270391 | 64 | 7.65 | 1818 | 3655 | 60 | 2378 | 27 | 4190 | 3295 | 895 | 620 | 130 | 490 | | | | 7100 | | |
| 280391 | 65 | 7.33 | 712 | 2681 | | 1578 | | | | | | | | | | | | | |
| 300391 | 67 | 7.67 | 1298 | | | | | | | | | | | | | | | | |

EFLUENTE ANAEROBIO

| FECHA DIA | pH | ALK. | D00t | E(D00t) | D00s | E(D00s) | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | AGV | | DRP | |
|-----------|----|-----------|--------|---------|--------|---------|------|------|------|------|------|------|---------|-----------|-----------|----------|---------|----------|------|------|
| | | | | | | | | | | | | | | | | | ACETICO | BUTIRICO | | |
| | | mgCaCO3/l | mgO2/l | % | mgO2/l | % | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mgGYA/l | mgN-NH4/l | mgN-org/l | ashos/cm | mg/l | mg/l | mg/l | (mv) |
| 10491 | 69 | 7.33 | 712 | | 2671 | 29 | 4565 | 3380 | 1185 | 596 | 130 | 460 | | | | | 2501 | 248 | 229 | -380 |
| 20491 | 70 | 7.51 | 1273 | 3665 | 59 | 2400 | 4445 | 3365 | 1080 | 620 | 140 | 480 | | | | | 2656 | 406 | 204 | |
| 30491 | 71 | 8.15 | 1487 | 4227 | 66 | 2815 | 16 | 6570 | 3380 | 3190 | 670 | 140 | 530 | 188 | | 7098 | 2057 | 230 | 259 | -380 |
| 40491 | 72 | 7.41 | 1215 | 4340 | 44 | 2480 | 59 | 4780 | 3525 | 1255 | 760 | 160 | 600 | | | | | | | |
| 50491 | 73 | 7.31 | 1336 | 3742 | 86 | 2563 | | 5465 | 2825 | 2640 | 720 | 170 | 550 | | 269 | 190 | 1867 | 143 | 133 | -392 |
| 60491 | 74 | 7.31 | 1337 | | | | | | | | | | | | | | | | | -397 |
| 80491 | 76 | 7.48 | 1307 | 3495 | 66 | 2252 | 25 | 6580 | 3450 | 3130 | 590 | 115 | 475 | | | | | | | -366 |
| 90491 | 77 | 7.23 | 1157 | 3783 | 53 | 2278 | 45 | 4630 | 3435 | 1195 | 820 | 200 | 620 | 237 | | | | | | -376 |
| 100491 | 78 | 7.56 | 1386 | 4469 | 66 | 2255 | 21 | 4680 | 3565 | 1115 | 1090 | 220 | 870 | | | 7800 | | | | |
| 110491 | 79 | 7.64 | 1586 | 5640 | 50 | 1360 | 69 | 6870 | 5020 | 1850 | 1130 | 300 | 830 | | | | | | | |
| 120491 | 80 | 7.44 | 1601 | 4966 | 31 | 2814 | 31 | 6440 | 4450 | 1990 | 1480 | 350 | 1130 | | 476 | 708 | 9030 | | | |
| 130491 | 81 | 7.68 | 1732 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 150491 | 83 | 7.52 | 1991 | 4759 | | 2565 | 10 | 7695 | 4985 | 2710 | 2600 | 620 | 1980 | | | | | | | |
| 160491 | 84 | 7.58 | 1996 | 2947 | | 2526 | 32 | 7724 | 4964 | 2760 | 2730 | 640 | 2090 | 927 | | | 2407 | 275 | 95 | |
| 170491 | 85 | | | | | | | | | | | | | | 698 | 153 | | | | |
| 180491 | 86 | | 4232 | 43 | 3621 | 16 | 5275 | 4065 | 1210 | 590 | 290 | 300 | | | | | | | | |
| 190491 | 87 | | 3622 | | 3055 | | | | | | | | | 209 | 681 | 81 | 2755 | 269 | 128 | -409 |

EFLUENTE AEROBIO

| FECHA DIA | pH | ALK. | DOOT E (DOOT) | | DGS E (DGS) | | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | AGV | | OD | |
|-----------|----|------|---------------|--------|-------------|--------|----|------|------|------|------|-----|--------|-------|--------|----------|------|------|----|------|
| | | | mgCaCO3/l | mgO2/l | ‰ | mgO2/l | | | | | | | | | | | ‰ | mg/l | | mg/l |
| 250191 | 3 | 7.15 | 1214 | 1579 | 57 | 1368 | 58 | | | | | | | | | | | | | |
| 290191 | 7 | 7.87 | 1389 | | | | | 2652 | 1844 | 808 | | | | | | | | | | |
| 300191 | 8 | 7.16 | 1399 | 3284 | 29 | 2695 | 36 | 2780 | 1816 | 964 | 150 | 90 | 60 | | | | | | | |
| 10291 | 10 | 7.66 | 1538 | 1778 | 53 | 1478 | 57 | | | | | | | | | | | | | |
| 20291 | 11 | 7.41 | 1016 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 60291 | 15 | 8.06 | 1343 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 70291 | 16 | 7.13 | 1479 | | | | | | | | | | | | | | | | | 0.31 |
| 80291 | 17 | | | | | | | 2868 | 1968 | 900 | 450 | 80 | 370 | | | | | | | 3.51 |
| 90291 | 18 | 8.35 | 1422 | 2317 | 35 | 1614 | 42 | 2816 | 1932 | 884 | 460 | 40 | 420 | | | | | | | |
| 110291 | 20 | 8.05 | 1486 | 1821 | 51 | 1283 | 43 | | | | | | | | | | | | | |
| 130291 | 22 | 8.04 | 1433 | 2359 | 45 | 2152 | 24 | 2592 | 1916 | 676 | 380 | 100 | 200 | | | | | | | |
| 140291 | 23 | 8.08 | 1275 | | | | | 4024 | 2552 | 1472 | | | | | | | | | | |
| 180291 | 27 | 8.71 | 1381 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 230291 | 32 | 8.53 | 1655 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 250291 | 34 | | | 1200 | 50 | 640 | 81 | 3136 | 2520 | 616 | 360 | 60 | 300 | | | | | | | |
| 260291 | 35 | 8.78 | 2424 | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 270291 | 36 | 8.76 | 2519 | 1032 | 75 | 516 | 83 | 3232 | 2472 | 760 | 330 | 60 | 270 | 66 | | 6720 | | | | |
| 280291 | 37 | | | 1671 | 49 | 729 | 64 | 3280 | 2384 | 896 | 360 | 350 | 10 | | | | | | | |
| 10391 | 38 | | | 1671 | 49 | 729 | 64 | 3468 | 2532 | 936 | 450 | 90 | 360 | | | | | | | |
| 20391 | 39 | 8.66 | 2487 | | | 1669 | 38 | | | | | | | | | | | | | |
| 40391 | 41 | 8.33 | 2055 | 1138 | 61 | 744 | 67 | 3410 | 2000 | 1410 | 1200 | 290 | 910 | | | 6313 | 1821 | | | |
| 50391 | 42 | 8.41 | 2024 | | | | | 3692 | 2008 | 1684 | 400 | 320 | 80 | 192 | | | | | | |
| 60391 | 43 | 8.23 | 2771 | 1200 | 61 | 842 | 65 | 3955 | 2055 | 1900 | 170 | 50 | 120 | | | 7383 | | | | |
| 70391 | 44 | 8.43 | 2456 | 1398 | 57 | 856 | 63 | 4424 | 2252 | 2172 | 640 | 180 | 460 | | | 1710 | 52 | 26 | | |

EFLUENTE AEROBIO

| FECHA | DIA | pH | ALK. | DOO2 | E(DOO2) | DOO5 | E(DOO5) | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | ACETICO | ABV | BUTIRICO | OD | |
|--------|-----|------|------|-----------|---------|------|---------|------|------|------|------|------|------|--------|---------|-----------|-----------|---------|------|----------|--------|------|
| | | | | mgCaCO3/l | mgO2/l | % | mgO2/l | % | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mg/l | mgGYA/l | mgN-NH4/l | mgN-org/l | mg/l | mg/l | mg/l | mgO2/l | |
| 80391 | 45 | 8.46 | 2498 | | | | | | 3720 | 1824 | 1896 | 400 | 180 | 220 | | | | | | | | |
| 90391 | 46 | 8.39 | 2551 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 110391 | 48 | 8.28 | 2477 | 695 | 83 | 590 | 73 | 5216 | 2592 | 2624 | 320 | 140 | 180 | | | | | 1661 | | | 13 | |
| 120391 | 49 | 8.29 | 2486 | 579 | 83 | 496 | 76 | 4192 | 2152 | 2040 | 200 | 60 | 140 | | | | 8840 | 1718 | | | | |
| 130391 | 50 | 8.34 | 2611 | 1080 | 67 | 820 | 61 | 5016 | 2684 | 2332 | 210 | 90 | 120 | | | | | | | | | |
| 140391 | 51 | 8.32 | 2486 | 420 | 85 | 360 | 81 | 5125 | 2705 | 2420 | 140 | 60 | 80 | | | | | | | | | |
| 150391 | 52 | 8.21 | 2321 | 504 | 86 | 363 | 83 | 4740 | 2556 | 2184 | 140 | 110 | 30 | | | | | | | | | |
| 160391 | 53 | 8.25 | 2429 | 404 | 87 | 258 | 85 | 4385 | 2655 | 1730 | 270 | 180 | 90 | | | | | | | | | |
| 180391 | 55 | 8.34 | 2176 | 779 | 88 | 615 | 82 | 4730 | 2625 | 2105 | 220 | 120 | 100 | | | | | | | | | |
| 190391 | 56 | 8.57 | 2486 | 1231 | 61 | 697 | 65 | 5105 | 2530 | 2575 | 240 | 130 | 110 | 92 | 384 | | 8944 | | | | | |
| 200391 | 57 | 8.27 | 2176 | 1477 | 54 | 656 | 72 | 6575 | 3255 | 3320 | 140 | 55 | 85 | | | | | | | | | |
| 210391 | 58 | 8.47 | 2497 | 697 | 77 | 574 | 75 | 5335 | 2555 | 2780 | 125 | 40 | 85 | | | | | | | | | |
| 220391 | 59 | 8.57 | 2497 | 1067 | 69 | 574 | 76 | 5135 | 2520 | 2615 | 740 | 90 | 650 | | | | | | | | | |
| 230391 | 60 | 8.41 | 2300 | | | | | 4970 | 2655 | 2315 | 190 | 80 | 110 | | | | | | | | | |
| 250391 | 62 | 8.44 | 1730 | 407 | 89 | 346 | 83 | 5360 | 3076 | 2284 | 160 | 60 | 100 | | | | | | | | | |
| 260391 | 63 | 8.26 | 1638 | | | | | 5200 | 3145 | 2055 | 150 | 60 | 90 | | | | | | | | | |
| 270391 | 64 | 8.27 | 1526 | 1057 | 67 | 727 | 70 | 4835 | 3175 | 1660 | 270 | 40 | 230 | | | | 7272 | | | | | |
| 280391 | 65 | 8.43 | 819 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | 3.92 |
| 300391 | 67 | 8.41 | 1361 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | |
| 10491 | 69 | 8.39 | 815 | 611 | | 543 | 81 | 4980 | 3325 | 1655 | 130 | 70 | 60 | | | | | | | | | 3.91 |
| 20491 | 70 | 8.21 | 1652 | 742 | 80 | 458 | 81 | 5115 | 3360 | 1755 | 180 | 90 | 90 | | | | | 1744 | | | | 2.79 |
| 30491 | 71 | 8.78 | 1818 | 793 | 81 | 705 | 75 | 5660 | 3300 | 2360 | 230 | 110 | 120 | 51 | | | | 8448 | 1610 | | | 4.31 |
| 50491 | 73 | 8.39 | 2206 | 488 | 86 | 407 | 84 | 5240 | 3695 | 1545 | 260 | 100 | 160 | | | | | 767 | | | | 2.79 |
| 60491 | 74 | 8.37 | 2090 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | 4.81 |
| 80491 | 76 | 8.19 | 1390 | 400 | 83 | 316 | 86 | 2875 | 2270 | 4665 | 200 | 65 | 135 | | | | | | | | | 2.55 |
| 90491 | 77 | 7.83 | 1244 | 305 | 92 | 305 | 87 | 4665 | 3015 | 1650 | 190 | 100 | 90 | | | | | | | | | 2.71 |

100

EFLUENTE AEROBIO

| FECHA DIA | pH | ALK. | D00t | | E(D00t) | | D00s | E(D00s) | | ST | STF | STV | SST | SSF | SSV | GRASAS | N-NH4 | N-ORG. | CONDUCT. | AGV | | | OD | |
|-----------|----|------|-----------|--------|---------|--------|------|---------|------|------|-----|-----|-----|-----|-----|--------|-------|--------|----------|------|------|------|----|------|
| | | | mgCaCO3/l | mgO2/l | % | mgO2/l | | % | mg/l | | | | | | | | | | | mg/l | mg/l | mg/l | | mg/l |
| 100491 | 78 | 8.03 | 1225 | 414 | 91 | 269 | 88 | 4560 | 3125 | 1435 | 620 | 220 | 400 | | | | | | | | | | | 1.47 |
| 110491 | 79 | 8.11 | 1142 | 1180 | 79 | 510 | 63 | 5600 | 3900 | 1700 | 260 | 170 | 90 | | | | | | | | | | | 2.65 |
| 120491 | 80 | 8.33 | 1200 | 414 | 91 | 310 | 89 | 4315 | 3335 | 980 | 200 | 20 | 160 | | | | 476 | 112 | 8600 | | | | | 3.53 |
| 130491 | 81 | 8.32 | 1161 | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | | 0.07 |
| 150491 | 83 | 8.26 | 1108 | 331 | 94 | 331 | 87 | 4575 | 2788 | 1787 | 190 | 40 | 150 | | | | | | | | | | | 3.56 |
| 160491 | 84 | 8.34 | 1098 | 316 | 96 | 316 | 88 | 4432 | 3448 | 984 | 300 | 50 | 250 | | 78 | | | | | | 1001 | | | 2.65 |
| 170491 | 85 | | | | | | | 4840 | 3690 | 1150 | 510 | 130 | 380 | | | | 458 | 55 | | | | | | 3.37 |
| 180491 | 86 | | 547 | 85 | 316 | 93 | 4415 | 665 | 3750 | 300 | 130 | 170 | | | | | | | | | | | | 3.23 |
| 190491 | 87 | | | | | | | | | | | | | | | 197 | 476 | 47 | | | | | | 3.34 |

PRODUCCION DE GAS

| 1 | FECHA | DIA | P. GAS | 1 | FECHA | DIA | P. GAS | 1 | FECHA | DIA | P. GAS | 1 | FECHA | DIA | P. GAS | 1 | | |
|---|--------|-------|--------|---|--------|------|--------|-------|--------|--------|--------|-------|-------|--------|--------|-------|-------|---|
| 1 | | | (TPN) | 1 | | | (TPN) | 1 | | | (TPN) | 1 | | | (TPN) | 1 | | |
| 1 | | 1/día | %CH4 | 1 | 1/día | %CH4 | 1 | 1/día | %CH4 | 1 | 1/día | %CH4 | 1 | 1/día | %CH4 | 1 | | |
| 1 | 230191 | 1 | | 1 | 150291 | 24 | 0.338 | 1 | 100391 | 47 | 1.041 | 1 | 20491 | 70 | 0.802 | 1 | | |
| 1 | 240191 | 2 | | 1 | 160291 | 25 | 0.413 | 1 | 110391 | 48 | 0.997 | 72.5 | 1 | 30491 | 71 | 1.375 | 1 | |
| 1 | 250191 | 3 | | 1 | 170291 | 26 | 0.938 | 1 | 120391 | 49 | 0.938 | 74.9 | 1 | 40491 | 72 | 1.184 | 1 | |
| 1 | 260191 | 4 | 0.251 | 1 | 180291 | 27 | 0.938 | 74.1 | 1 | 130391 | 50 | 1.758 | 78.1 | 1 | 50491 | 73 | 1.108 | 1 |
| 1 | 270191 | 5 | 0.263 | 1 | 190291 | 28 | 0.921 | 1 | 140391 | 51 | 1.414 | 1 | 1 | 60491 | 74 | 0.993 | 1 | |
| 1 | 280191 | 6 | 0.263 | 1 | 200291 | 29 | 0.863 | 70.1 | 1 | 150391 | 52 | 1.796 | 1 | 1 | 70491 | 75 | 1.027 | 1 |
| 1 | 290191 | 7 | 0.037 | 1 | 210291 | 30 | 1.388 | 1 | 160391 | 53 | 1.989 | 1 | 1 | 80491 | 76 | 1.165 | 1 | |
| 1 | 300191 | 8 | 0.168 | 1 | 220291 | 31 | 1.577 | 77.7 | 1 | 170391 | 54 | 2.083 | 1 | 1 | 90491 | 77 | 1.872 | 1 |
| 1 | 310191 | 9 | 0.301 | 1 | 230291 | 32 | 0.638 | 1 | 180391 | 55 | 2.178 | 81.9 | 1 | 100491 | 78 | 1.643 | 1 | |
| 1 | 10291 | 10 | 0.132 | 1 | 240291 | 33 | 0.638 | 1 | 190391 | 56 | 1.911 | 52.8 | 1 | 110491 | 79 | 1.126 | 1 | |
| 1 | 20291 | 11 | 0.338 | 1 | 250291 | 34 | 0.376 | 1 | 200391 | 57 | 1.877 | 42.9 | 1 | 120491 | 80 | 1.365 | 1 | |
| 1 | 30291 | 12 | 0.357 | 1 | 260291 | 35 | 0.112 | 1 | 210391 | 58 | 1.853 | 65.9 | 1 | 130491 | 81 | 1.311 | 1 | |
| 1 | 40291 | 13 | 0.357 | 1 | 270291 | 36 | 0.094 | 46.1 | 1 | 220391 | 59 | 1.758 | 67.6 | 1 | 140491 | 82 | 1.569 | 1 |
| 1 | 50291 | 14 | 0.202 | 1 | 280291 | 37 | 0.037 | 49.4 | 1 | 230391 | 60 | 1.681 | 77.4 | 1 | 150491 | 83 | 0.683 | 1 |
| 1 | 60291 | 15 | 0.151 | 1 | 10391 | 38 | 0 | 1 | 240391 | 61 | 1.772 | 1 | 1 | 160491 | 84 | 1 | 1 | |
| 1 | 70291 | 16 | 0.169 | 1 | 20391 | 39 | 0.267 | 1 | 250391 | 62 | 1.051 | 1 | 1 | 170491 | 85 | 1 | 1 | |
| 1 | 80291 | 17 | 0.188 | 1 | 30391 | 40 | 0.253 | 1 | 260391 | 63 | 1.681 | 1 | 1 | 180491 | 86 | 1.502 | 1 | |
| 1 | 90291 | 18 | 0.188 | 1 | 40391 | 41 | 0.253 | 79.4 | 1 | 270391 | 64 | 0.389 | 1 | 1 | 190491 | 87 | 1.471 | 1 |
| 1 | 100291 | 19 | 0.253 | 1 | 50391 | 42 | 0.451 | 1 | 280391 | 65 | 0.374 | 1 | 1 | | | | 1 | |
| 1 | 110291 | 20 | 0.253 | 1 | 60391 | 43 | 0.648 | 1 | 290391 | 66 | 0.383 | 1 | 1 | | | | 1 | |
| 1 | 120291 | 21 | 0.338 | 1 | 70391 | 44 | 0.526 | 63.1 | 1 | 300391 | 67 | 0.649 | 1 | 1 | | | | 1 |
| 1 | 130291 | 22 | 0.226 | 1 | 80391 | 45 | 0.669 | 71.7 | 1 | 310391 | 68 | 0 | 1 | 1 | | | | 1 |
| 1 | 140291 | 23 | 0.526 | 1 | 90391 | 46 | 0.897 | 1 | 10491 | 69 | 0.544 | 1 | 1 | | | | | 1 |