

**INSTITUTO TECNOLOGICO DE COSTA RICA**

**ESCUELA DE BIOLOGIA**

**INFORME DE PRACTICA DE ESPECIALIDAD**

**EVALUACION DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS  
RESIDUALES DE BENEFICIADO DE CAFE EN COOPRONARANJO R.L.**

**Rebeca Méndez Argüello**

**CARTAGO, 2003**

**INSTITUTO TECNOLOGICO DE COSTA RICA**

**ESCUELA DE BIOLOGIA**

**INFORME DE PRACTICA DE ESPECIALIDAD**

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS  
RESIDUALES DE BENEFICIADO DE CAFÉ EN COOPRONARANJO R.L.**

**Rebeca Méndez Argüello**

**CARTAGO, 2003**

# **EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE BENEFICIADO DE CAFÉ EN COOPRONARANJO R.L.**

**Rebeca Méndez Argüello<sup>1</sup>**

## **RESUMEN**

La empresa Coopronaranjo R.L. en busca de disminuir la contaminación de los ríos y para cumplir con la normativa vigente en cuanto a vertido y reuso de aguas residuales, construyó un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente que no ha dejado de enfrentar problemas desde que inició su funcionamiento.

El presente proyectó buscó analizar, la problemática que se presenta en el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA) de Coopronaranjo R.L., acerca de la presencia de sólidos sedimentables en el efluente del reactor. Se analizaron diferentes parámetros de operación, evaluación y control en el REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE. Se determinó que el sistema está funcionando bien pues cumple con la normativa en la mayoría de los casos. Sin embargo existe lavado de lodos debido a una mala calidad del lodo, resultado de una operación inadecuada que no da el suficiente tiempo al lodo de madurar y de formar un gránulo denso con buena resistencia mecánica.

---

<sup>1</sup> Informe de Práctica de Especialidad, Escuela de Ingeniería en Biotecnología, Instituto Tecnológico de Costa Rica, Cartago, Costa Rica. 2003

**EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS  
RESIDUALES DE BENEFICIADO DE CAFÉ EN  
COOPRONARANJO R.L.**

**Informe presentado a la Escuela de Biología del  
Instituto Tecnológico de Costa Rica como requisito parcial  
para optar al título de Bachiller en Ingeniería en Biotecnología.**

**Miembros del Tribunal**

---

**Msc. Alma Deloya Martínez,  
Profesor Guía**

---

**Ing. Félix Rojas B.,  
Representante de la Empresa**

---

**Ing. Franger Acuña Acuña,  
Lector**

## DEDICATORIA

A Dios todopoderoso por permitirme alcanzar este sueño y a mi familia por apoyarme siempre.

Rebeca

## **AGRADECIMIENTOS**

Agradezco al personal de CICAPE, por su colaboración, de suma importancia para la realización del proyecto.

Al personal del beneficio de Coopronaranja R.L. por todas las facilidades prestadas.

A la Profesora Alma, por toda la orientación y su ayuda en el desarrollo del proyecto.

Al personal de ICAPE, regional de Naranja por su ayuda en los momentos que fue necesario.

A mi familia y amigos por su apoyo, ayuda y comprensión durante todo el tiempo que estuve trabajando en el proyecto.

Y sobre todo a Dios por todos los favores que me ha dado hasta hoy.

## INDICE GENERAL

RESUMEN .....	3
DEDICATORIA.....	5
AGRADECIMIENTOS .....	6
INDICE GENERAL.....	7
INDICE DE CUADROS .....	9
INDICE DE FIGURAS .....	10
INDICE DE ANEXOS .....	12
INTRODUCCIÓN .....	13
INTRODUCCIÓN .....	13
OBJETIVOS .....	14
Objetivo general: .....	14
Objetivos específicos:.....	14
REVISION DE LITERATURA.....	15
El café de Costa Rica .....	15
El agua .....	15
Beneficiado de café .....	15
Tratamiento de las Aguas Residuales .....	17
Procesos anaeróbicos .....	18
Digestión anaerobia.....	19
Mecanismo de la digestión anaeróbica.....	21
Descripción del proceso RAFA.....	22
Características de los lodos.....	24
Subproducto: gas metano.....	26
Algunos parámetros de evaluación, operación y control en un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	26
pH.....	26
Temperatura .....	27
Alcalinidad .....	27
Ácidos Grasos Volátiles (AGV's).....	28
Sólidos sedimentables.....	28
Índice Volumétrico de Lodos .....	28
Velocidad de sedimentación.....	29
Demanda Química de Oxígeno (DQO).....	29
Carga Orgánica .....	29
Concentración y fracción volátil de la biomasa .....	29
Actividad metanogénica.....	30
MATERIALES Y MÉTODOS .....	31
DESCRIPCIÓN DEL PROCESO .....	32
DATOS Y RESULTADOS .....	33
Carga Orgánica .....	33
Tiempo de retención hidráulica.....	35

Cantidad de soda para neutralizar.....	36
Relaciones entre DQO, sólidos y concentración de calcio .....	37
Demanda Química de Oxígeno del Efluente .....	37
Demanda Bioquímica de Oxígeno.....	39
Sólidos sedimentables.....	41
pH.....	43
Temperatura .....	46
Alcalinidad .....	48
Concentración de calcio .....	50
Concentración de nutrientes.....	51
Ácido Grasos Volátiles.....	52
Índice Volumétrico de Lodos y Velocidad de Sedimentación .....	53
Concentración y fracción volátil de biomasa.....	57
Actividad metanogénica.....	57
Tiempo de Residencia Celular.....	61
DISCUSION DE RESULTADOS .....	63
Carga orgánica .....	63
Tiempo de Retención Hidráulica.....	63
Relaciones que afectan la granulometría del lodo (incompleta) .....	64
Demanda Química de Oxígeno y Demanda Bioquímica de Oxígeno .....	64
Sólidos sedimentables.....	65
pH.....	65
Temperatura .....	66
Alcalinidad y concentración de calcio .....	67
Concentración de nutrientes .....	67
AGV`s .....	68
Índice Volumétrico de Lodos y Velocidad de Sedimentación .....	68
Concentración de biomasa .....	69
Actividad metanogénica.....	69
Tiempo de Residencia Celular.....	70
CONCLUSIONES .....	72
RECOMENDACIONES .....	74
BIBLIOGRAFÍA .....	75
ANEXOS .....	78



## INDICE DE CUADROS

Cuadro 1. Fanegas de café recibidas por día; tiempo de retención hidráulica del sistema, carga hidráulica y carga orgánica aplicada al reactor. ....	34
Cuadro 2. Cantidad de soda utilizada para neutralizar el agua del influente en el reactor (kg/d).....	36
Cuadro 3. Relaciones que afectan la granulometría del lodo.....	37
Cuadro 4. Demanda Química de Oxígeno en el influente y efluente del reactor y porcentaje de remoción de la misma .....	38
Cuadro 5. Demanda Bioquímica de Oxígeno (mg/l) estimada para el influente y el efluente del reactor con relación a la DQO.....	40
Cuadro 6. Sólidos sedimentables en el efluente del reactor. ....	42
Cuadro 7. pH del agua ácida y neutra del afluente; y pH del efluente en el reactor.....	43
Cuadro 8. Temperatura del influente y afluente en el reactor .....	46
Cuadro 9. Alcalinidad del agua influente y efluente en el reactor.....	48
Cuadro 10. Concentración de calcio presente en el agua residual influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	50
Cuadro 11. Ácidos Grasos Volátiles del influente y efluente en el reactor ....	52
Cuadro 12. Índice Volumétrico de Lodos y Velocidad de Sedimentación del lodo en el reactor después del arranque ( se midieron diariamente durante el tiempo en estudio).....	54
Cuadro 13. Velocidad de sedimentación del lodo del reactor, antes de arrancar.....	55
Cuadro14. Concentración promedio y fracción volátil en la biomasa del Reactor anaerobio de Flujo Ascendente.....	57
Cuadro 15. Actividad metanogénica específica del lodo.....	57
Cuadro16. Volumen de metano generado durante las pruebas para determinar la actividad metanogénica.....	60
Cuadro 17. Tiempo de Residencia Celular.....	61

## INDICE DE FIGURAS

Figura 1. Proceso de descomposición del sustrato por medio de bacterias anaerobias.....	22
Figura 2. Carga orgánica diaria aplicada al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (kgDQO/día).....	33
Figura 3. Tiempo de retención hidráulica del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	35
Figura 4. Soda cáustica aplicada al agua influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (kg/d).....	37
Figura 5. Demanda Química de Oxígeno (mg/l) del agua efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	39
Figura 6. Demanda Bioquímica de Oxígeno (mg/l) en el efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	41
Figura 7. Sólidos sedimentables efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	41
Figura 8. pH del agua cruda influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	44
Figura 9. pH del agua después de aplicar soda cáustica al influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	44
Figura 10. pH del efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	45
Figura 11. Temperatura del agua influente al Reactor Anaerobio de flujo Ascendente (°C).....	47
Figura 12. Temperatura del agua efluente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (°C).....	47
Figura 13. Alcalinidad del influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (mg CaCO <sub>3</sub> ).....	49
Figura 14. Alcalinidad del efluente del Reactor anaerobio de flujo Ascendente (mg CaCO <sub>3</sub> ).....	49
Figura 15. Concentración de calcio (mg/l) en el lodo por módulo en el Reactor Anaerobio de flujo Ascendente.....	51
Figura 16. Concentración de nutrientes en el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (g/m <sup>3</sup> ).....	51
Figura 17. Ácidos Grasos Volátiles del efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	53
Figura 18. Índice volumétrico de lodos del lodo del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	55
Figura 19. Velocidad de sedimentación de los lodos del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.....	56
Figura 20. Velocidad de sedimentación promedio del lodo del reactor antes del arranque (31/10/02) (1) y durante el periodo en evaluación (02/12/02-03/01/03) (2).....	56
Figura 21. Actividad metanogénica del lodo antes del arranque (08/10/02 – 06/11/02).....	58

Figura 22. Actividad metanogénica del lodo después de iniciar el arranque (07/11/02 – 29/11/02).....	58
Figura 23. Actividad metanogénica del lodo 14 días después del arranque del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (16/12/02 – 31/12/02) .....	59
Figura 24. Tiempo de Residencia Celular del lodo del reactor.....	62

## INDICE DE ANEXOS

<b>Anexo 1:</b> Métodos de análisis.....	78
<b>Anexo 2:</b> Prueba de sedimentación del lodo agregando diferentes cantidades de cal.....	80
<b>Anexo 3:</b> Cálculos para determinar la concentración óptima de calcio en el reactor para una adecuada sedimentación.....	80
<b>Anexo 4:</b> Cantidad de cal a aplicar en el reactor según la DQO del influente.....	81
<b>Anexo 5:</b> Esquemas del sistema de tratamiento del beneficio de café de Coopronaranja R.L. ....	82
<b>Anexo 6:</b> Concentración óptima de nutrientes para el sistema.....	85
<b>Anexo 7:</b> Cálculos para determinar la capacidad de un posible sedimentador secundario.....	86
<b>Anexo 8:</b> Instructivo de operación para el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente en el beneficio de café de Coopronaranja R.L.....	88

## INTRODUCCIÓN

El beneficiado de café en Costa Rica se realiza por la vía húmeda principalmente, durante el proceso se requiere agua en los procesos de lavado y despulpado lo que produce grandes volúmenes de agua que desembocan en los ríos cercanos al beneficio. Es actualmente una de las principales fuentes de contaminación en los distintos cauces de nuestros ríos, principalmente en el Valle Central, zona en la cual se concentra el 50% de los beneficios; los cuerpos receptores que utilizan los beneficios, presentan la característica de ser poco caudalosos, para la descarga de los desechos líquidos.

La toma de conciencia creciente, la generación de nuevas tecnologías y la voluntad de nuestra sociedad esta determinando que abandonemos la concepción negativa de manejo de desechos del café y aprovechemos los mismos como valiosos subproductos.

Esta forma de visualizar el problema es de gran importancia en la solución del mismo y llevó a personalidades del Gobierno de la República y a representantes del sector cafetalero a firmar un acuerdo interinstitucional para disminuir la contaminación por los desechos de café.

A partir de dicho acuerdo, la empresa Coopronaranja R.L., ha realizado fuertes inversiones dirigidas a cumplir con los objetivos del convenio, y con la normativa para el vertido y reuso de aguas residuales, se construyó un sistema de tratamiento de las aguas, con un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA).

El Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente del Beneficio de café de Coopronaranja R.L. tiene una capacidad de 1500 m<sup>3</sup> y fue construido en 1997 para tratar las aguas de desecho que se generan durante la cosecha de café (Lizano, 2000). A pesar de funcionar adecuadamente en muchos aspectos, presenta problemas de arrastre y sedimentación de lodo, y, por ende no cumple con la normativa establecida para de sólidos sedimentables (1mg/l de acuerdo con el Ministerio de Salud).

En busca de solucionar este problema, se realiza el presente proyecto de evaluación, para intentar encontrar las razones de dicho inconveniente y recomendar posibles soluciones para el problema

## **OBJETIVOS**

### **Objetivo general:**

Evaluar el sistema de tratamiento del agua residual del Beneficio de café de Coopronaranjo R.L. mediante diferentes pruebas fisicoquímicas para determinar las causas de los problemas de sedimentación de los lodos.

### **Objetivos específicos:**

- Determinar la actividad metanogénica del lodo en el reactor anaerobio de flujo ascendente con el fin de obtener su capacidad de depurar el agua residual.
- Realizar el arranque y seguimiento del reactor 1 mes antes de iniciada su operación con el fin de aclimatar las bacterias encargadas de la depuración del agua residual.
- Determinar la cantidad de Calcio y nutrientes para obtener la granulometría óptima del lodo, así como la influencia de los nutrientes en la calidad del lodo.
- Determinar el perfil de lodos en el reactor para evaluar si el reactor está sobrepasando su capacidad en cuanto a cantidad de lodo se refiere.
- Evaluar sólidos sedimentables (Ssed), ácidos grasos volátiles (AGVs), demanda química de oxígeno (DQO), alcalinidad, pH y temperatura en el sistema de tratamiento.
- Obtener el tiempo de retención celular del reactor anaerobio de flujo ascendente

## **REVISION DE LITERATURA**

### **El café de Costa Rica**

Costa Rica es un país cuya economía ha estado sustentada históricamente en la agricultura y dentro de esta, el café ha sido el cultivo de mayor importancia económica y social (Monografías.com).

El café desempeño en el pasado y desempeña en el presente un papel de suma importancia en la economía de nuestro país y el mismo ha sido asociado históricamente a la democracia económica de esta nación (Monografías. com).

El aprovechamiento máximo de los recursos es actualmente de gran interés, además del tratamiento adecuado de los mismos, para ahorrar todo lo posible y sacar el mayor rendimiento del grano.

### **El agua**

Una de las principales preocupaciones de la humanidad ha sido el abastecimiento de agua. Las principales comunidades agrícolas se establecieron alrededor de las distintas fuentes de abastecimiento (ríos, lagos, etc.), posteriormente las ciudades se construyeron junto a ellas y hoy día, una de las mayores preocupaciones de las grandes ciudades, es la de conseguir un adecuado suministro de agua potable (Lizano, 2000).

La contaminación que actualmente sufren nuestros ríos por beneficiado de café y otras actividades es motivo de preocupación, con el paso de los años podemos observar el deterioro al que sometemos nuestro medio ambiente. (Lizano, 2000).

El agua además de ser un recurso natural, es esencial en el proceso de beneficiado por la vía húmeda, por ello la necesidad de aprovecharlo racionalmente y cuidar su abastecimiento.

### **Beneficiado de café**

En Centroamérica existe una amplia variedad de beneficios, con diferentes tamaños y niveles de integración tecnológica. Estos, en su mayoría han sido construidos para transformar el fruto maduro en cascarilla seca en la misma finca (beneficiado en finca); las instalaciones son pequeñas pues se realiza un proceso artesanal, y en algunas ocasiones son medianas cuando se utilizan técnicas manuales o mecanizadas. Existen además las centrales de beneficiado, que van desde obsoletas hasta avanzadas y que realizan procesos separados o integrados (procesos húmedo y seco juntos). Estas

centrales están ubicadas en las mismas áreas de producción y cerca de centros urbanos, con facilidad de acceso y disponibilidad de mano de obra calificada. Esta diversidad en el método de beneficiar el café es resultado de procesos históricos distintos en el desarrollo de la actividad cafetalera en cada país (Alpizar *et al.* 2000).

El beneficiado húmedo se denomina así porque se requiere agua para realizar las operaciones de transporte, clasificación del grano maduro, remoción del mucílago, despulpado y sobre todo en el lavado. (Alpizar *et al.* 2000).

La separación de la pulpa se efectúa por medio de máquinas despulpadoras, que procesan más de 1500 quintales-oro por cosecha. La remoción del mucílago se hace por fermentación natural (hidrólisis) o por acción mecánica (compresión y fricción), finalmente la eliminación total se complementa con un lavado manual (pilas o canales) o mecanizada (lavadoras) (Alpizar *et al.* 2000).

En el proceso de lavado del café lo normal sería que se utilicen grandes cantidades de agua (actualmente en el beneficio de Coopronaranja R.L. se consumen volúmenes cercanos a  $0.5\text{m}^3/\text{fanega de café}^2$ ), lo que implica que la generación de grandes volúmenes de aguas residuales, cuyo principal contaminante es la miel de café (mucílago de café), producto de la fermentación del grano en las pilas como parte del proceso del beneficiado.

Por lo tanto las aguas mieles y el agua de despulpado son la causa principal de la contaminación de nuestros ríos (Lizano, 2000).

Posteriormente se realiza una de las operaciones más importantes, el secado, el cual permite disminuir la cantidad de agua en el interior del grano (65%), hasta un nivel de entre 11 a 14% de equilibrio entre humedad del grano y el aire. El proceso de secado puede efectuarse en forma natural o artificial, en el primer caso por exposición de los granos a la radiación solar, humedad y temperatura ambiente (lo que produce un café de mayor calidad); y en el segundo caso mediante el intercambio de temperatura y humedad inducidas por medio de máquinas diseñadas para tal efecto. Cabe aclarar que el secado natural no genera ningún desecho, en tanto que el secado artificial implica emanaciones de gases provenientes de la combustión de sólidos (cascarilla y leña), productos de origen fósil (diesel y carbón) o biodigestión (gas metano). En términos generales, el proceso tradicional de beneficiado contempla las siguientes etapas (Alpizar *et al.*, 2000)

---

<sup>2</sup> Santamaría, J. D. Consumo de agua por fanega. Alajuela, C.R. Beneficio Coopronaranja R. L.



Café → Recibo y clasificación → Despulpe y desmucilaginado → Lavado y clasificación → Secado

Otra forma de contaminación puede ser causada por el vertido de la pulpa o de fracciones de esta a las fuentes de agua, de producirse sería la más perjudicial ya que causa un severo deterioro de la calidad del agua en poco tiempo (Monografías.com).

El proceso del beneficiado del café utilizado actualmente en nuestro país, es una de las principales fuentes de contaminación en los distintos cauces de nuestros ríos, principalmente en el Valle Central, zona en la cual se concentra el 50% de los beneficios; los cuerpos receptores que utilizan los beneficios, presentan la característica de ser poco caudalosos, para la descarga de los desechos líquidos (industriales y domésticos) que representan una sobrecarga orgánica (Lizano, 2000).

La toma de conciencia creciente, la generación de nuevas tecnologías y la voluntad de nuestra sociedad está determinando que abandonemos la concepción negativa de manejo de desechos del café y aprovechemos los mismos como valiosos subproductos. Esta forma de visualizar el problema es de gran importancia en la solución del mismo (Monografías.com)

## **Tratamiento de las Aguas Residuales**

El mejor ejemplo de purificación aerobia de aguas se da en un río de montaña. Las aguas tienen pocos contaminantes, la gradiente del terreno, las caídas, las piedras y demás condiciones físicas y naturales favorecen que las aguas se autopurifiquen por aireación (Capacitación para técnicos del ICAFE, 2000).

Si se inyecta aire en forma constante, esas aguas muy contaminadas tienden a mejorar. Para airear las aguas residuales del café en forma permanente las 24 horas durante los 100 ó más días de cosecha, el costo económico de energía eléctrica es inmanejable. La misma naturaleza ofrece otra alternativa: el proceso anaerobio de depuración de las aguas residuales. El asunto es encontrar la tecnología, las características de diseño y el manejo adecuado para descontaminar las aguas (Capacitación para técnicos del ICAFE, 2000)

En el caso de Costa Rica, las cargas de materia orgánica en las aguas de beneficiado son demasiado altas para poder aplicar de manera económica una alternativa de descontaminación aerobia. En el caso de la actividad cafetalera, resulta más rentable la instalación de sistemas anaerobios ya que reducen los costos de inversión. (Wasser, 1995.)

La transformación anaerobia es un proceso microbiológico, natural en ausencia de oxígeno. Es común en los depósitos de basura (relleno sanitario) con alto contenido de materia orgánica, en los cúmulos de pulpa de café cubiertos por largos períodos, en el ensilaje de alimentos para animales y en los depósitos de aguas residuales de alta concentración de materia disuelta. (Capacitación para técnicos del ICAFE, 2000).

Las aguas residuales del beneficiado de café son adecuadas para sistemas de tratamiento anaerobios por las siguientes razones:

1. La materia orgánica lavada del fruto es completamente biodegradable.
2. Las altas concentraciones de materia orgánica favorecen la tecnología anaerobia, por la gran demanda de  $O_2$  (DQO alto). Los sistemas aerobios se aplican más con aguas de baja concentración.
3. No contienen químicos ni biocidas que dañen las bacterias. Los reactores anaerobios de los beneficios no son compatibles con aguas residuales de otro origen. (Capacitación para técnicos del ICAFE, 2000)

## **Procesos anaeróbicos**

Los procesos anaeróbicos ofrecen una diversidad de atractivos. A diferencia de los procesos aeróbicos, la tasa a la que se puede llevar a cabo el tratamiento no está limitada por el suministro de oxígeno. La dilución que es frecuentemente necesaria en los sistemas aeróbicos a fin de equilibrar la demanda de oxígeno con el suministro del mismo resulta, por tanto, innecesaria y las aguas residuales de alta concentración se pueden tratar directamente. Además, se ahorra el costo de la energía necesaria para la transferencia de oxígeno, y cuando se utiliza el metano generado, el proceso puede ser un productor de energía neta (Winkler, 1999).

Las materias que no se ven afectadas por el tratamiento aeróbico, tales como la celulosa, y las materias que son causa de problemas en los sistemas aeróbicos, como las materias grasas, son descompuestas por los procesos anaeróbicos. Se evitan otros problemas asociados con los procesos de tratamiento aeróbico, como malos olores, las salpicaduras y molestias ocasionadas por insectos, puesto que los procesos anaeróbicos están necesariamente cerrados para excluir el oxígeno. En los sistemas calentados, se destruye una gran parte de los organismos causantes de enfermedades, aunque no necesariamente todos (Winkler, 1999).

Además existen otras ventajas de los sistemas de tratamiento anaerobio: (Educational Engineering, 2002.)

- Baja inversión

- Bajos costos de operación y mantenimiento.
- Adaptable a altas y bajas cargas orgánicas.
- Resiste largos tiempos sin alimentación de sustrato (adecuado para industrias de temporada o desarrollos turísticos o vacacionales).
- Baja producción de lodos, ya estabilizados y espesados.
- Remoción de materia orgánica entre 60 y 80% según el tipo de agua residual.
- Producción de energía a través del biogás.
- Espacio reducido

Sin embargo, los procesos anaeróbicos tienen también desventajas. Los procesos anaeróbicos son lentos, de modo que se necesitan grandes unidades con largos tiempos de retención. Esto, junto con la necesidad de un sistema completamente cerrado, hace que sea elevado el costo de inversión. La digestión anaeróbica es también sensible a la inhibición por sustancias que se encuentran usualmente en los lodos y las aguas residuales industriales, como son los metales pesados, los hidrocarburos clorados y los detergentes amónicos. El medio anaeróbico permite también prosperar a los organismos reductores de sulfatos, de manera que se puede formar ácido sulfhídrico, este puede ser de precipitación como sulfuros de los metales pesados presentes en la solución; dicho ácido es muy corrosivo y muy tóxico (Winkler, 1999).

Además de las mencionadas anteriormente existen las siguientes desventajas: (Educational Engineering, 2002.)

- Eficacias de remoción de contaminantes más bajas que los procesos aerobios.
- Requerimiento de inóculo granular para arranques rápidos.
- Arranque lento (seis meses) en caso de no contar con lodo de inóculo.
- En ocasiones, malos olores, para lo cual se requiere de un sistema simple de control

## **Digestión anaerobia**

El creciente costo energético y la necesidad de conservar la energía han desalentado el uso de la digestión aerobia en las plantas que procesan más de 4000m<sup>3</sup>/día y han despertado un nuevo interés en el proceso anaerobio. La digestión anaerobia se verifica en dos fases. En la primera etapa la hidrólisis (licuefacción) de la materia orgánica y su conversión biológica en ácidos orgánicos se lleva a cabo con rapidez. En la segunda etapa, las bacterias productoras de metano de crecimiento lento y sensible al entorno utilizan los ácidos orgánicos para producir un gas compuesto alrededor de dos tercios de metano y un tercio de CO<sub>2</sub>, con trazas de H<sub>2</sub>S. Cualquier

choque que experimenten las bacterias por exceso de ácido, oxígeno o sustancias tóxicas, o por valores extremos de pH (muy ácidos o básicos) o temperatura (distinto de  $33^{\circ} \pm 2^{\circ}\text{C}$ ), altera el proceso y hace que fracase y se torne ácido o se "agrie" (Rittmann, B. y McCarty, P., 2001.)

En la digestión anaeróbica se utilizan tres rangos de temperatura: digestión "fría", por debajo de  $20^{\circ}\text{C}$ , digestión "mesofílica" entre  $20^{\circ}\text{C}$  y  $40^{\circ}\text{C}$  y "termofílica" por encima de  $40^{\circ}\text{C}$  y hasta aproximadamente  $55^{\circ}\text{C}$ . Como las tasas de reacción biológica aumentan con la temperatura, la digestión en frío requiere tiempos de retención más largos que los de la digestión mesofílica más usual. Para mantener temperaturas de digestión más elevadas, se utiliza con frecuencia el metano producido o, en procesos industriales, se puede utilizar el calor residual, como el agua de enfriamiento del proceso (Winkler, 1999).

En la digestión anaeróbica, la materia orgánica se descompone por la acción de los microorganismos en la ausencia del oxígeno, y se producen metano y anhídrido carbónico. Se utiliza principalmente para la estabilización de lodos de aguas negras. El proceso es también adecuado al tratamiento de aguas residuales con cargas orgánicas altas, procedentes de industrias dedicadas a producción de levaduras y fabricación de almidón, entre otras, además de las suspensiones de origen animal y/u operaciones agrícolas intensivas (Winkler, 1999).

Ciertos aspectos de la ineficiencia metabólica pueden ser considerados como ventajosos para el tratamiento de aguas residuales:

- La baja producción de materia celular minimiza la cantidad de lodo que debe ser eliminado (una gran desventaja del tratamiento aeróbico). La liberación de productos metabólicos ricos en energía (como metano) puede ser muy útil para minimizar los gastos de energía o para sustituir energía para otros fines.
- La baja velocidad de crecimiento y actividad de las bacterias anaeróbicas es una desventaja para el tratamiento de aguas residuales. La baja actividad metabólica puede compensarse manteniendo un alto nivel de lodo microbioal en el reactor. La baja velocidad de crecimiento hace necesarios largos periodos de tiempo (hasta más de un año) y una especial atención para el primer arranque de cualquier proceso anaerobio. Esta desventaja no existe si hay lodo anaerobio adaptado de otro reactor. En cualquier caso, una dificultad asociada es al tiempo necesario para re-arrancar el sistema en caso que el lodo haya sufrido algún tipo de deterioro (Wasser, 1995.).

## **Mecanismo de la digestión anaeróbica**

El proceso anaerobio es muy selectivo de los microorganismos que lo realizan. Existe una secuencia rigurosa de etapas en el proceso (Capacitación para técnicos del ICAFE, 2000.)

- Hidrólisis
- Acidificación
- Acetogénesis
- Formación de metano

La digestión anaeróbica se realiza en tres etapas: (Winkler, 1999)

- Primero, los compuestos de alto peso molecular, como las proteínas y los polisacáridos, son descompuestos en sustancias solubles de bajo peso molecular, como los aminoácidos y los azúcares. Esto se conoce a veces como la fase de "licuefacción"
- En segundo lugar, los nutrientes orgánicos son convertidos en ácidos grasos inferiores en una fase de "fermentación ácida", que baja el pH del sistema.
- Finalmente, en la etapa de "fermentación del metano" o "metanogénica" los ácidos orgánicos son convertidos en metano, anhídrido carbónico y una pequeña cantidad de hidrógeno.

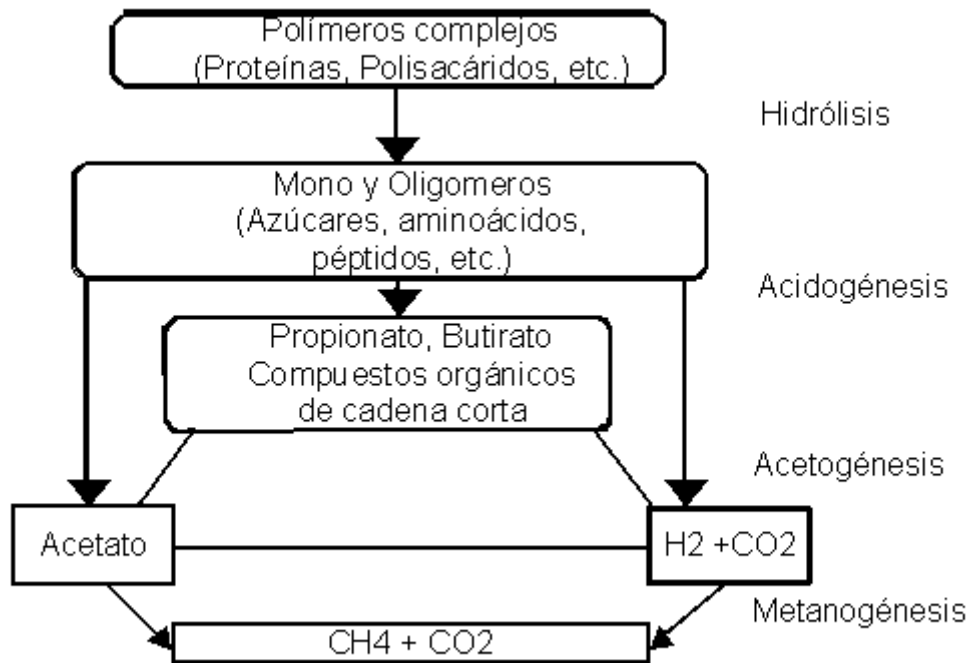


Figura 1. Proceso de descomposición del sustrato por medio de bacterias anaerobias.

### Descripción del proceso RAFA

La utilización de los Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente (RAFA) para el tratamiento de las aguas residuales producto del beneficiado de café, se empezó a utilizar en nuestro país en el año 1991 cuando CICAFFE realiza la construcción de un Reactor Anaerobio de flujo Ascendente en su beneficio experimental (Lizano, 2000).

En el año de 1997 se realiza la construcción del reactor en el beneficio de Coopronaranja R.L. con una capacidad de 1500 m<sup>3</sup>, esta planta de tratamiento no dio los resultados esperados, prueba de ello fue la cosecha 1998-1999 cuando la planta de tratamiento no logró procesar más de 25 m<sup>3</sup>/h de agua residual, cantidad muy pequeña, comparado con el inmenso volumen de agua que utiliza un beneficio de café, el cual oscila entre los 80-100m<sup>3</sup>/h (Lizano, 2000).

Alrededor de todo el mundo, los reactores anaerobios se han utilizado en más de 75% de todos los tratamientos anaerobios. Las bacterias en los reactores anaerobios de flujo ascendente (RAFA) reducen los compuestos orgánicos en la basura a metano rico en energía, dióxido de carbono y una

pequeña parte de materia celular. El biogás, que es poco soluble en agua, se separa en la parte de arriba del reactor; el agua tratada, libre de metano puede ser descargada en los ríos (IHI, 2002.)

Con un solo tanque de digestión, se deben llevar a cabo en forma conjunta el mezclado para favorecer la digestión, la sedimentación para separar y espesar los lodos, y el almacenamiento de lodos digeridos. Este arreglo poco eficiente, llamado digestión convencional o en una etapa, limita las cargas al digestor (con base en los sólidos suspendidos volátiles (SSV)) a alrededor de  $0.5\text{kg}/\text{m}^3$  por día. Cuando se separa el mezclado de las funciones de espesado y almacenamiento, las cargas pueden ser de  $1.6\text{kg SSV}/\text{m}^3$  de capacidad del digestor primario por día, y se aplica entonces el término digestión rápida. La reducción en el contenido de sólidos suspendidos volátiles sería de alrededor del 50% en ambos casos (Rittmann, B. y McCarty, P., 2001.)

El reactor consta de un sistema de distribución de agua residual ubicado en el fondo del reactor. En la parte superior del equipo existe un sistema de captación del biogás formado y de sedimentación de sólidos suspendidos.

El agua residual es distribuida dentro del tanque en apropiadas entradas de agua. El agua pasa a través de un manto de lodos ubicado en el fondo donde los microorganismos en el lodo entran en contacto con los sustratos del agua. El manto de lodos está compuesto por microorganismos que están formando en forma natural gránulos que poseen un diámetro de entre 0.5 a 2 mm, una alta velocidad de sedimentación que propician la resistencia al lavado del sistema (Field, 2002).

El movimiento ascendente de las burbujas de gas permite la mezcla del sistema sin el uso de partes mecánicas. En la parte superior del sistema, la fase de agua es separada de los sólidos de lodo y el gas en un separador de tres fases, que comúnmente es una campana que se sitúa sobre este y unas mamparas que reflejan el gas hacia la apertura del gas (Field, 2002)(ver anexo 5).

El diseño compacto de este tipo de reactores contempla en un solo tanque etapas de tratamiento primario, pues se retienen los sólidos suspendidos del agua residual en el manto de lodos (efecto de sedimentación primaria), incorpora una etapa de tratamiento secundario pues se degrada la materia orgánica soluble y en suspensión en el manto de lodo y se cuenta con un clarificador secundario en la parte superior del tanque. Además, por el alto tiempo de retención celular de el manto de lodo, éste se encuentra parcialmente estabilizado, lo que cumple con las funciones de un sistema de tratamiento de lodo (espesador y digestor). Aunado a todo esto, es un potencial productor de energía a través del aprovechamiento del biogás.

## **Características de los lodos**

La composición de los lodos en un sistema en particular dependerá de la composición de los nutrientes de las aguas residuales por tratar, así como de las condiciones de operación de la planta. (Winkler, 1999).

Diferentes procesos producen diferentes lodos, y los reportes sobre el comportamiento de los lodos parecen estar en conflicto entre sí. Además, los lodos de un proceso particular pueden mostrar variaciones estacionales (Winkler, 1999).

Las características esenciales de un lodo especifican que debe contener una población microbiana capaz de descomponer una proporción tan grande como sea posible de los nutrientes en las aguas residuales que se purifican, y que debe flocular con facilidad, el profesional a cargo de los tratamientos de aguas residuales tiene entonces la responsabilidad de proveer y mantener condiciones en la planta de tratamiento que permitan que puedan ocurrir dichos efectos (Winkler, 1999).

En el caso de residuos industriales que no cuenten con una población microbiana, puede ser necesario proporcionarla de otra fuente de lodos microbianos anaeróbicos, y aun en el caso de la digestión de lodos de aguas negras, se acostumbra inocular a un nuevo proceso con lodos anaeróbicos procedentes de un digestor en operación (Winkler, 1999).

La población microbiana tendrá la tendencia de adaptarse por sí sola a los nutrientes disponibles, a menos que haya una falla de balance nutritivo, como la deficiencia de un factor esencial de crecimiento, la presencia de una sustancia inhibidora, tóxica, o una sustancia que pueda ser utilizada como nutriente por sólo un limitado número de microorganismos. Estos necesitarán corrección por suplementación, dilución o siembra con un cultivo microbiano especialmente desarrollado. La adaptación de una población microbiana es un proceso lento, especialmente a los bajos niveles de actividad a los que operan en general los procesos de tratamiento de agua residual. El lodo de un sistema toma aproximadamente el mismo tiempo que el tiempo de residencia de los lodos para reaccionar ante un cambio significativo en la composición de la alimentación, de modo que frecuentes cambios en la composición de las aguas residuales pueden producir un lodo que nunca se adapta en particular a ningún tipo de alimentación (Winkler, 1999).

Las principales condiciones que se deberán encontrar en los reactores anaerobios de flujo ascendente son:



- Una efectiva separación del biogás, del desagüe y del lodo.
- El lodo anaeróbico debe presentar una buena capacidad de sedimentación y, principalmente, se debe desarrollar como un lodo granular.
- El desagüe debe ser introducido en la parte inferior del reactor.

Uno de los aspectos más importantes de los reactores anaerobios de flujo ascendente, es, su capacidad de producir el gránulo típico del lodo anaeróbico. Este lodo presenta una alta actividad específica (p.e. 1.0 g DQO/g SSV.día). Además de estos aspectos se debe citar el bajo valor del IVL, cerca de 50ml/g o menos y la velocidad de sedimentación que varía de 2 a 90 m/h en sistemas no “cargados”. De todas formas, el lodo granulado, con una velocidad de sedimentación de 40m/h, puede flotar en cargas muy altas. Se pueden desarrollar diferentes tipos de lodo granular, tales como bastón, filamentos y “con puntas” y esto depende de varios aspectos como lo son la composición del sustrato y la naturaleza de la puesta en marcha (Mansur, 2002).

La formación del gránulo, resultado de la agregación de bacterias anaerobias, hace posible un alto grado de retención de lodo, lo que es particularmente útil en el tratamiento de aguas residuales industriales (IHI, 2002).

Yu *et al*, citado por de Smedt (2002) ha definido que la granulación inicia una vez que las aglomeraciones bacterianas alcanzan 0.25 mm. Entre los parámetros del influente que afectan la granulación, se cree que el calcio tiene un efecto positivo en absorción y adhesión de bacterias. Una concentración de calcio de 300 mg/l en combinación con un DQO de 4000mg/l es óptima.

En particular, en la mayoría de configuraciones de reactores, una alta relación de Sólidos Suspendido Totales (SST) /Demanda Química de Oxígeno compromete el proceso de granulación y así el funcionamiento del reactor, requiriendo una preliminar remoción de SST. Como sea, altas concentraciones de Sólidos Suspendidos en el influente implica la disponibilidad de una amplia superficie para una pequeña cantidad de biomasa, resultando en el lavado de la biomasa (De Smedt,2002.)

La presencia de carbohidratos promueve la producción de polisacáridos extracelulares los cuales agrandan las aglomeraciones bacterianas y de ahí en adelante son esenciales en el proceso de granulación (Quarmby et al y Batstone et al, citados por De Smedt, 2002)

La aplicación de una alta carga de un mínimo de 0.6 g DQO/gSSV, se cree que aumenta la granulación (Hulshoff Pol et al, citado por De Smedt, 2002.)

Un alto TRS y consecuentemente un lento crecimiento de los gránulos, se ha visto que presentan una alta resistencia mecánica (Pereboom, citado por De Smedt, 2002.)

### **Subproducto: gas metano**

El gas metano es el principal subproducto de la descomposición anaeróbica de la materia orgánica del agua residual. El metano es un hidrocarburo combustible, incoloro, de alto valor combustible. Normalmente no se encuentra en grandes cantidades en las aguas residuales sin tratar porque incluso las pequeñas cantidades de oxígeno tienden a ser tóxicas para los organismos responsables de la producción de metano. Ocasionalmente se produce metano como resultado de la descomposición anaeróbica de depósitos acumulados en el fondo. En las plantas de tratamiento, el metano se produce por los procesos de tratamiento anaeróbico que se usan para estabilizar los lodos de las aguas residuales (García, 1996.)

Un beneficio que implica esta tecnología es la sustitución de la leña por el biogás, por lo que previene en gran medida la destrucción de los bosques. Se ha calculado que un 1 m<sup>3</sup> de biogás utilizado para cocinar evita la deforestación de 0.335 ha de bosques con un promedio de 10 años de vida de los árboles (Sasse, citado por Sosa, R. Chao, R y del Río, J., s.f.)

### **Algunos parámetros de evaluación, operación y control en un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente**

#### **pH**

La concentración del ión hidronio (H<sub>3</sub>O<sup>+</sup>) es un parámetro importante de calidad tanto de las aguas residuales como las naturales. El rango aceptable de concentración para la existencia de cada forma de vida es bastante cerrado y crítico (García, 1996).

El pH óptimo para el proceso anaerobio de tratamiento de aguas residuales es aquel en el cual no se detiene el proceso de descomposición de la materia orgánica y se ubica entre 6.8 y 7.2 (Wasser, 1995).

Las bacterias fermentativas son aún activas hasta un pH de 4.5, cuando la capacidad metanogénica esta continuamente sobrecargada y no se añade la base necesaria para neutralizar los AGV presentes, el sistema de tratamiento

se convertirá en un reactor de acidificación (Seminario Universidad Nacional, 1990).

## **Temperatura**

De acuerdo con la temperatura los ambientes anaeróbicos pueden dividirse en tres categorías: psicrófilicos (0-20°C); mesófilico (20-40 °C) y termófilico (45-65 °C). Las bacterias que crecen en las temperaturas moderadas (psicrófilicos y mesófilicos) son organismos diferentes de los termófilicos. Si el intervalo de temperatura en el reactor cambia drásticamente y por un lapso prolongado, es necesario arrancar el reactor de nuevo e inocular una nueva población bacteriana (Seminario Universidad Nacional, 1990).

Las bacterias anaeróbicas se desarrollan mejor en un ambiente cálido. Al aumentar la temperatura del medio ambiente, se acelera su digestión y otras funciones metabólicas. Esto quiere decir que comen, digieren, excretan y se multiplican más rápido. Como consecuencia pueden digerir mayor cantidad de materia orgánica eliminando de esta forma mayor concentración de contaminación e incrementando el volumen de biogás que se produce al día.

Al aumentar la temperatura, aumenta la actividad de las bacterias. La actividad de las bacterias metanogénicas se multiplica con un factor de aproximadamente 2.5 por cada 10 °C que se aumente la temperatura. Por esta razón, en reactores que trabajen grandes volúmenes, se recomienda calentar el agua (Wasser, 1995).

No es aconsejable aumentar la temperatura de reactores específicos por encima de 42 °C, ya que a temperaturas más altas ocurre un rápido deterioro de las bacterias (Seminario Universidad Nacional, 1990).

Las bacterias de metano se vuelven bastante inactivas a una temperatura menor de 15 °C (García, 1996).

## **Alcalinidad**

Es una medida de la cantidad de iones hidroxilo (OH<sup>-</sup>) en las aguas residuales, los bicarbonatos, carbonatos y los iones hidroxilo son los principales causantes de la alcalinidad. El nivel de la alcalinidad en distintos puntos de un sistema de tratamiento, ayuda a una mejor interpretación de la eficacia en depuración de aguas residuales (Deloya, 1989).

En un reactor, la alcalinidad contribuye a neutralizar los ácidos que se forman, y que a cierto nivel pueden inhibir el proceso de metanogénesis, por lo que es necesario mantener el pH en un rango apropiado (6.8-7.5) (Moreira, citado por Acuña, 2002).

El rango de alcalinidad apto para reactores se ubica entre 2500 y 4000 mg CaCO<sub>3</sub> según Mansur (2002).

### **Ácidos Grasos Volátiles (AGV`s)**

Son productos intermedios de la digestión anaerobia, los principales son el ácido acético, ácido propiónico y el ácido butírico. En el reactor, los AGV`s no deberán sobrepasar los 8meq/l (Wasser, 1996).

Los AGV`s son tóxicos en la forma no ionizada. A los valores de pH generalmente deseados en el tratamiento anaeróbico (7-8), los ácidos orgánicos están mayoritariamente en la forma ionizada (no tóxica), por lo cual es importante mantener el pH constante para evitar la toxicidad de los AGV`s (Wasser, 1990).

### **Sólidos sedimentables.**

Este parámetro expresa la concentración de la materia en suspensión presente en la muestra de agua, que puede ser determinada mediante centrifugación, filtración, o a partir de métodos densimétricos (Repetto y Rodezno, 1991, citado por Acuña, 2002). Según la norma de vertido de aguas residuales no deben sobrepasar 1ml/l en el efluente del sistema.

### **Índice Volumétrico de Lodos**

Los problemas más comunes que ocurren en los lodos son los que afectan la separación de los lodos de las aguas residuales tratadas. Por lo general, esto implica la capacidad de los lodos para asentarse rápidamente. Un patrón, desde hace mucho tiempo establecido, para medir la capacidad de asentamiento es el "índice del volumen de los lodos" (IVL), obtenido al permitir que una muestra de lodos se asiente en condiciones normadas. La proporción del volumen ocupado por el lodo asentado, comparado con el volumen total de la muestra, después de 30 minutos, se divide por el contenido de los sólidos en suspensión, para dar el IVL:

$$\text{IVL} = \frac{\% \text{ del volumen asentado después de 30 minutos}}{\% \text{ del contenido de los sólidos en suspensión}}$$

de manera que un alto valor de IVL indica un lodo con malas características de asentamiento. No se tiene completa certeza de qué es lo que realmente mide el IVL, pero es un parámetro útil y de rápida determinación. (Winkler, 1999).

Un índice de sedimentación adecuado debe estar por debajo de 50ml/g (Mansur, 2002).

## **Velocidad de sedimentación**

La velocidad de sedimentación depende del tipo de agregado de partículas que exista en el reactor, así se distinguen tres tipos de agregados:

1. lodo disperso, no hay agregado de partículas del lodo; con pobres propiedades de sedimentación;
2. lodo floculento, agregado en flóculos sueltos; propiedades intermedias de sedimentación;
3. lodo granular, agregado en gránulos compactos; excelentes propiedades de sedimentación.

Los lodos de buena calidad, deben tener velocidades de sedimentación cerca de 60m/h porque son agregados compactos de 0.5 a 3 mm de diámetro. Los lodos floculentos tienen velocidades de sedimentación de cerca de 2 m/h y los lodos dispersos de 0.05 a 0.2 m/h (Wasser, 1996).

Sin embargo Mansur, (2002), considera que una velocidad de sedimentación adecuada está entre 2 y 90 m/h.

## **Demanda Química de Oxígeno (DQO)**

La DQO es una medida para expresar la cantidad de materia orgánica presente en el agua residual. Permite determinar la cantidad de materia orgánica que entra al reactor, indiferentemente de que sean azúcares, ácidos grasos orgánicos o pectinas. Y permite determinar la cantidad de materia orgánica que sale del reactor, indiferentemente de que sea biogás, AGV o sustrato no descompuesto (Wasser, 1995).

El reglamento de vertido y reuso de aguas residuales establece que el efluente del reactor no debe presentar un DQO mayor de 1500mg/l.

## **Carga Orgánica**

Es la cantidad de materia orgánica que se carga a un reactor de  $1\text{m}^3$  en un día. Dada en:  $\text{kg DQO}/\text{m}^3\cdot\text{día}$ . La carga máxima que podemos cargar a un reactor, sin que haya acumulación de AGV's, se llama la capacidad orgánica del reactor. Para aguas mieles del café podemos esperar una capacidad de 3-15  $\text{kgDQO}/\text{m}^3\cdot\text{día}$ , dependiendo del reactor y de la temperatura (Wasser,1995).

## **Concentración y fracción volátil de la biomasa**

Para determinar la concentración y la fracción volátil de la biomasa que hay en un reactor, se realiza el llamado perfil de lodos. Se determina la concentración de biomasa que tiene en términos de Sólidos Volátiles y Sólidos Totales ( $\text{kg}/\text{m}^3$ ). Cuando se tienen las dimensiones del reactor, o cuando se conocen los volúmenes que representa cada muestra tomada, se

puede calcular la cantidad de lodo presente en el reactor, ya que para cada zona la cantidad de lodo es: (Wasser, 1995)

*Cantidad de lodo(kgSV)=Concentración de la biomasa(kgSV /m<sup>3</sup>)\*Volumen(m<sup>3</sup>)*

### **Actividad metanogénica**

Es la máxima cantidad de metano que puede producir 1kg de biomasa (Sólidos volátiles) por día; mide la actividad de un lodo específico, bajo condiciones óptimas. Esto último quiere decir: con una concentración óptima de lodo, de sustrato (es decir: de DQO acidificado) y de nutrientes. Para asegurar que los nutrientes no van a ser el factor limitante en cuanto a la producción de biogás (Wasser, 1995).

## MATERIALES Y MÉTODOS

Las pruebas se realizaron entre el 4 de octubre del 2002 y el 3 de enero del 2003, algunas en el laboratorio del beneficio y las demás en el Laboratorio de Análisis Químicos del CICAPE.

Se realizaron análisis diarios de DQO, alcalinidad, sólidos sedimentables, AGV's, pH y temperatura, del agua de entrada y de salida del reactor anaerobio de flujo ascendente, estas pruebas se realizaron en el laboratorio del beneficio.

Diariamente en el laboratorio del beneficio se midió el índice volumétrico de lodos (IVL) y la velocidad de sedimentación ( $V_s$ ) del lodo del reactor, adicionalmente se realizó un análisis de velocidad de sedimentación el día 31/10/02, cada módulo se evaluó por triplicado, tomando muestras a una profundidad de 2m sobre el fondo de todos los módulos a las 9 a.m., a las 12m.d. y finalmente a las 3 p.m.

Se realizaron perfiles de lodo, uno antes del arranque, y otro al principio de la cosecha (diciembre), los análisis de sólidos totales y volátiles se realizaron en el laboratorio del CICAPE.

En conjunto con los perfiles de lodo se realizaron en el laboratorio de análisis químicos de CICAPE pruebas de actividad metanogénica del lodo del reactor, de ésta prueba se realizó una repetición más.

En el laboratorio del CICAPE se evaluó la concentración de calcio del lodo de cada módulo del reactor.

Todas las técnicas de análisis se realizaron según los procedimientos establecidos en el manual de arranque y operación (Wasser, 1996) excepto el análisis de calcio que realizó el personal de CICAPE.

Las mediciones de DQO, se realizaron mediante el método colorimétrico con un colorímetro HACH 850; las mediciones de pH se realizaron con un peachímetro WTW pH330, ambas mediciones en el laboratorio del beneficio.

Además se realizó una prueba de sedimentación del lodo agregando diferentes cantidades de cal para medir el efecto de la misma.

## DESCRIPCIÓN DEL PROCESO

El sistema consta de un sedimentador con dos compartimientos rectangulares que funcionan en paralelo, en los cuales se trata de mantener el agua de despulpado el mayor tiempo posible antes de que se forme espuma. El agua que sale del sedimentador pasa a un tamiz en donde se filtra el agua con el fin de disminuir los sólidos suspendidos y sólidos sedimentables del agua antes de llegar a la laguna de homogeneización, por medio de una bomba sumergible se bombea agua que ha permanecido retenida en la laguna hacia el tamiz, y luego hacia el tanque. El agua que entra al reactor nunca proviene directamente de la laguna, siempre del tanque de mezcla. Otra de las funciones del tanque es el almacenamiento de influente para que el volumen de agua total del beneficio pueda ser bien distribuido las 24 horas del día.

Del tanque de mezcla, el agua llega primero a una pila de recibo, de ahí al vertedero donde se mide al caudal que entra al reactor. El reactor cuenta con un tanque de dosificación de soda cáustica, un horno calentador de agua y un quemador de biogás. El efluente es descargado en el Río Colorado. (Ver anexo 5)

Las características de diseño de la planta incluyen:

Capacidad del beneficio	3 000 fanegas/día
Consumo de agua	0.4m <sup>3</sup> /fanega
Capacidad del sistema de tratamiento	15 000kg DQO/día
Volumen del reactor	1500 m <sup>3</sup>
Tanque de mezcla	550 m <sup>3</sup>
Almacenamiento de biogás	20 m <sup>3</sup>



## DATOS Y RESULTADOS

En el apartado siguiente se resumen los datos y resultados obtenidos en el proyecto. Se incluyen parámetros de campo de evaluación, control y operación del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA); así como parámetros físico-químicos del agua residual y de calidad del lodo.

### Carga Orgánica

La carga orgánica diaria del reactor varió entre 219 y 6379 kg DQO/día, se presenta a continuación los resultados obtenidos.

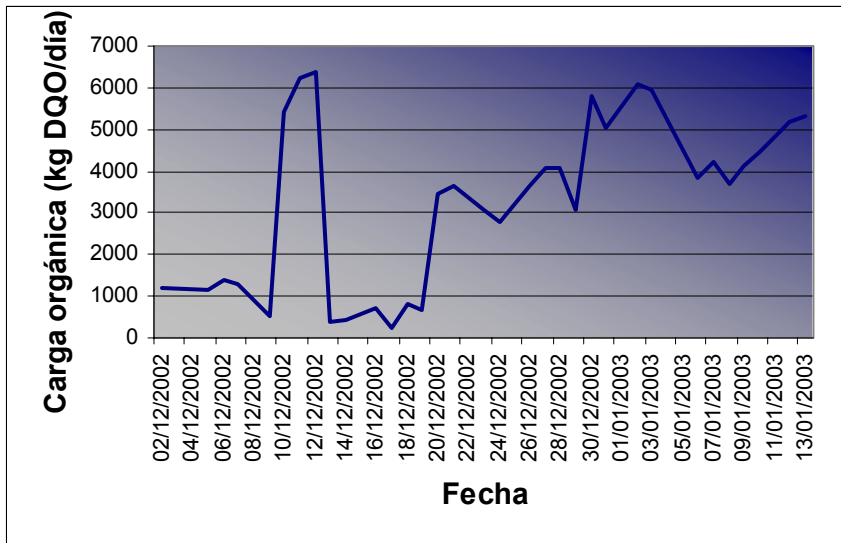


Figura 2. Carga orgánica diaria aplicada al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (kgDQO/día)

Cuadro 1. Fanegas de café recibidas por día; tiempo de retención hidráulica del sistema, carga hidráulica y carga orgánica aplicada al rector.

Fecha	Fanegas	Carga Hidráulica (m <sup>3</sup> /día)	Tr (días)	Carga Orgánica (kg DQO/día)	Carga Orgánica Volumétrica (kg DQO/m <sup>3</sup> ·día)
02/12/2002	422,50	64	23	1222	0,8
05/12/2002	888,00	60	25	1143	0,8
06/12/2002	239,15	72	21	1372	0,9
07/12/2002	86,04	60	25	1276	0,9
09/12/2002	602,31	110	14	518	0,3
10/12/2002	851,09	110	14	5397	3,6
11/12/2002	780,19	114	13	6225	4,2
12/12/2002	826,36	113	13	6379	4,3
13/12/2002	716,84	121	12	365	0,2
14/12/2002	338,56	132	11	437	0,3
16/12/2002	941,00	133	11	718	0,5
17/12/2002	668,92	118	13	219	0,1
18/12/2002	721,24	183	8	803	0,5
19/12/2002	784,85	145	10	655	0,4
20/12/2002	839,74	185	8	3469	2,3
21/12/2002	865,50	184	8	3665	2,4
23/12/2002	1999,20	192	8	3064	2,0
24/12/2002	160,00	204	7	2783	1,9
26/12/2002	1400,40	200	8	3666	2,4
27/12/2002	1653,94	204	7	4063	2,7
28/12/2002	874,24	210	7	4082	2,7
29/12/2002	0,00	120	13	3060	2,0
30/12/2002	1994,48	217	7	5785	3,9
31/12/2002	0,00	211	7	5018	3,3
02/01/2003*	2257,85	210	7	6098	4,1
03/01/2003	2309,14	214	7	5941	4,0
06/01/2003	2440,80	187	8	3835	2,6
07/01/2003	2688,79	185	8	4198	2,8
08/01/2003	2386,80	192	8	3712	2,5
09/01/2003	2465,76	197	8	4137	2,8
10/01/2003	2395,53	203	7	4452	3,0
11/01/2003	1119,88	214	7	4822	3,2
12/01/2003	0,00	217	7	5171	3,4
13/01/2003	2348,75	224	7	5307	3,5

\*Inicio pico de cosecha

### Tiempo de retención hidráulica

El tiempo de retención hidráulica se calculó cada día, se mantuvo entre 7 y 25 días, los TRH mayores se dan al inicio de la cosecha y a partir del 20 de diciembre bajan y se mantienen estables entre 7 y 8 días, exceptuando el 29 de diciembre que alcanzó un valor de 13 días.

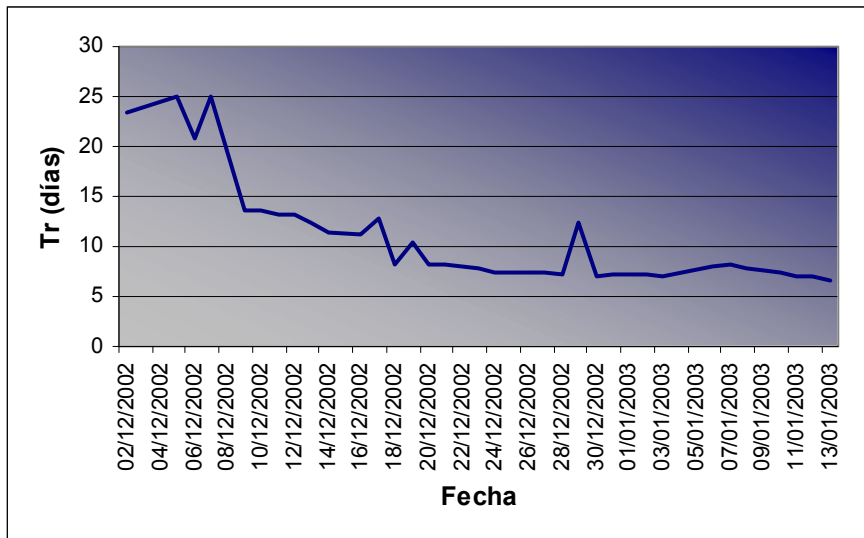


Figura 3. Tiempo de retención hidráulica del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.

## Cantidad de soda para neutralizar

La cantidad de soda cáustica para subir el pH del agua influente al sistema, varió desde un valor mínimo de 12 y hasta el máximo de 249 kg/día.

Cuadro 2. Cantidad de soda utilizada para neutralizar el agua del influente en el reactor (kg/d)

Fecha	Cantidad de soda (kg/día)
05/12/2002	12
06/12/2002	15
07/12/2002	36
09/12/2002	13
10/12/2002	51
11/12/2002	48
12/12/2002	36
13/12/2002	48
14/12/2002	48
16/12/2002	72
17/12/2002	71
18/12/2002	166
19/12/2002	145
20/12/2002	94
21/12/2002	125
23/12/2002	80
24/12/2002	127
26/12/2002	126
27/12/2002	158
28/12/2002	117
29/12/2002	39
30/12/2002	67
31/12/2002	75
02/01/2003	35
03/01/2003	104
04/01/2003	249
05/01/2003	90
06/01/2003	75
07/01/2003	100
08/01/2003	95
09/01/2003	92
10/01/2003	90
11/01/2003	95
12/01/2003	105
13/01/2003	76
14/01/2003	95

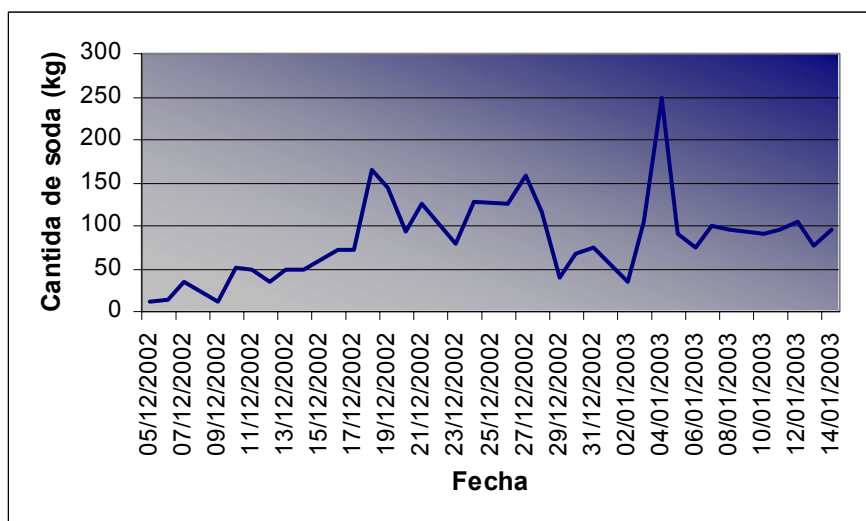


Figura 4. Soda cáustica aplicada al agua influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (kg/d)

### Relaciones entre DQO, sólidos y concentración de calcio

Las relaciones entre DQO y calcio; y entre DQO y los sólidos suspendidos presentaron para la relación del DQO entre la concentración de calcio 949.6, para el DQO entre los sólidos suspendidos volátiles 0.2; los sólidos suspendidos volátiles entre el DQO dio 0.71 y finalmente para los sólidos suspendidos totales entre la DQO un valor de 0.89.

Cuadro 3. Relaciones que afectan la granulometría del lodo.

Relación	mgDQO/mg calcio	g DQO/g SSV	kg SSV/ kg DQO	kg SST/kg DQO
Presente en el reactor	949,6	0,2	0,71	0,89
Recomendada	13	0,6	cercana a 0	cercana a 0

### Demanda Química de Oxígeno<sup>3</sup> del Efluente

La Demanda Química de Oxígeno del agua efluente del reactor se evaluó diariamente, para dicho parámetro se reportan valores entre 83 y 3979 mg DQO/l con un promedio de 1489 mg DQO/l, los siguientes son los resultados obtenidos:

<sup>3</sup> DQO

Cuadro 4. Demanda Química de Oxígeno en el influente y efluente del reactor y porcentaje de remoción de la misma

<b>Fecha</b>	<b>DQO del influente (mg/l)</b>	<b>DQO del efluente (mg/l)</b>	<b>Remoción de DQO (%)</b>
<b>02/12/2002</b>	19092	153	99
<b>05/12/2002</b>	19046	3335	82
<b>06/12/2002</b>	19050	2994	84
<b>07/12/2002</b>	21262	3979	81
<b>09/12/2002</b>	4712	680	86
<b>10/12/2002</b>	49066	3381	93
<b>11/12/2002</b>	54606	601	99
<b>12/12/2002</b>	56448	3621	94
<b>13/12/2002</b>	3013	182	94
<b>14/12/2002</b>	3312	160	95
<b>16/12/2002</b>	5397	193	96
<b>17/12/2002</b>	1856	165	91
<b>18/12/2002</b>	4387	248	94
<b>19/12/2002</b>	4198	83	98
<b>20/12/2002</b>	18752	1869	90
<b>21/12/2002</b>	19918	1647	92
<b>23/12/2002</b>	15958	1187	93
<b>24/12/2002</b>	13642	1303	90
<b>26/12/2002</b>	18330	947	95
<b>27/12/2002</b>	19916	1613	92
<b>28/12/2002</b>	19440	1320	93
<b>29/12/2002</b>	25500	1418	94
<b>30/12/2002</b>	26660	1347	95
<b>31/12/2002</b>	23780	1490	94
<b>02/01/2003</b>	29040	1452	95
<b>03/01/2003</b>	27760	1390	95
<b>04/01/2003</b>	30762	2130	93
<b>05/01/2003</b>	34041	2159	94
<b>06/01/2003</b>	29001	2187	92
<b>07/01/2003</b>	31500	2434	92
<b>08/01/2003</b>	32900	2112	94
<b>09/01/2003</b>	33800	2900	91
<b>10/01/2003</b>	35742	2080	94
<b>11/01/2003</b>	35540	2013	94
<b>12/01/2003</b>	35931	1989	94
<b>13/01/2003</b>	33957	2004	94
<b>14/01/2003</b>	36099	1913	95

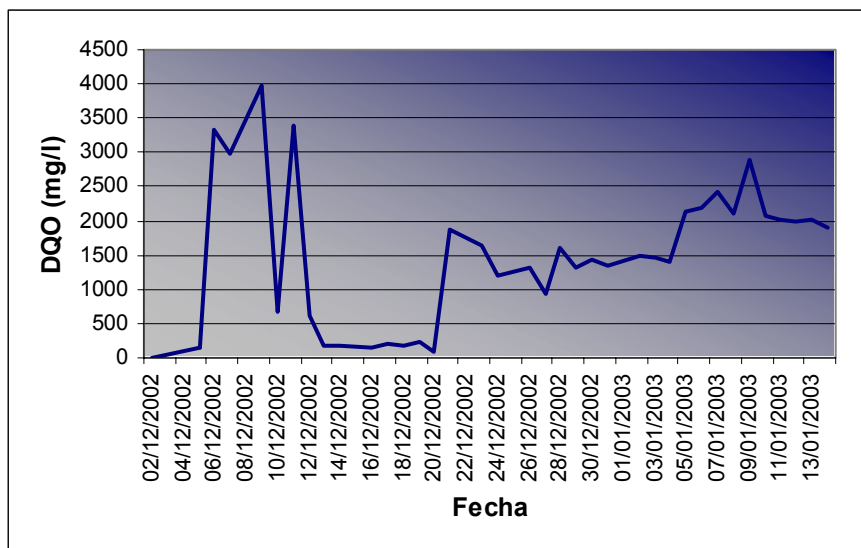


Figura 5. Demanda Química de Oxígeno (mg/l) del agua efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

### Demanda Bioquímica de Oxígeno<sup>4</sup>

La Demanda Bioquímica de Oxígeno del efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente se calculó a partir de la DQO, para dicho parámetro se reportaron valores entre 46 y 2211 mg DBO/l con un promedio de 827 mg DBO/l, los resultados se resumen a continuación:

---

<sup>4</sup> DBO

Cuadro 5. Demanda Bioquímica de Oxígeno (mg/l) estimada para el influente y el efluente del reactor con relación a la DQO.

Fecha	DQO influente (mg/l)	DBO influente estimado (mg/l)	DQO efluente (mg/l)	DBO efluente estimado (mg/l)
02/12/02	19092	10607	0	0
05/12/02	19046	10581	153	85
06/12/02	19050	10583	3335	1853
07/12/02	21262	11812	2994	1663
09/12/02	4712	2618	3979	2211
10/12/02	49066	27259	680	378
11/12/02	54606	30337	3381	1878
12/12/02	56448	31360	601	334
13/12/02	3013	1674	183	102
14/12/02	3312	1840	182	101
16/12/02	5397	2998	160	89
17/12/02	1856	1031	193	107
18/12/02	4387	2437	165	92
19/12/02	4198	2332	248	138
20/12/02	18752	10418	83	46
21/12/02	19918	11066	1869	1038
23/12/02	15958	8866	1647	915
24/12/02	13642	7579	1187	659
26/12/02	18330	10183	1303	724
27/12/02	19916	11064	947	526
28/12/02	19440	10800	1613	896
29/12/02	25500	14167	1320	733
30/12/02	26660	14811	1418	788
31/12/02	23780	13211	1347	748
02/01/03	29040	16133	1490	828
03/01/03	27760	15422	1452	807
04/01/03	30762	17090	1390	772
05/01/03	34041	18912	2130	1183
06/01/03	29001	16112	2187	1215
07/01/03	31500	17500	2434	1352
08/01/03	32900	18278	2112	1173
09/01/03	33800	18778	2900	1611
10/01/03	35742	19857	2080	1156
11/01/03	35540	19744	2013	1118
12/01/03	35931	19962	1989	1105
13/01/03	33957	18865	2004	1113
14/01/03	36099	20055	1913	1063



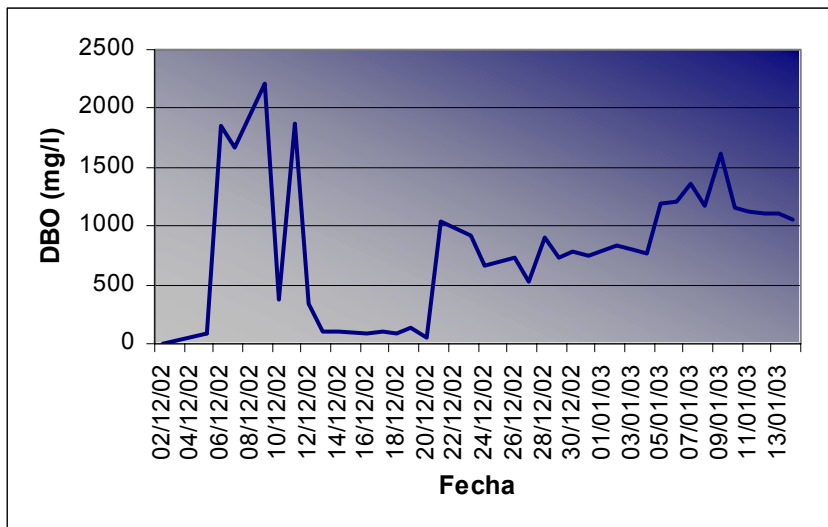


Figura 6. Demanda Bioquímica de Oxígeno (mg/l) en el efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

### Sólidos sedimentables

Los sólidos sedimentables se midieron diariamente, el agua del influente cruda no pudo medirse debido a que se formaba una materia coloidal que no sedimentó, sin embargo el agua del efluente sí tiene lodo, a continuación se presentan los resultados obtenidos, los cuales variaron entre 0 y 370 mg/l.

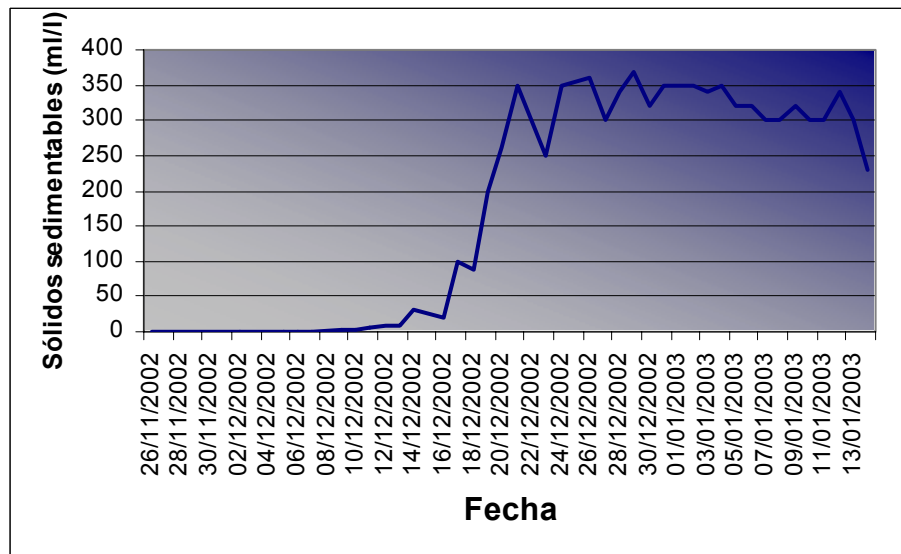


Figura 7. Sólidos sedimentables efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.

Cuadro 6. Sólidos sedimentables en el efluente del reactor.

<b>Fecha</b>	<b>Ssed (ml/l)</b>
26/11/2002	0
02/12/2002	0
05/12/2002	0
06/12/2002	0,7
07/12/2002	1
09/12/2002	1,8
10/12/2002	2
11/12/2002	4,5
12/12/2002	9
13/12/2002	9
14/12/2002	32
16/12/2002	21
17/12/2002	100
18/12/2002	88
19/12/2002	200
20/12/2002	260
21/12/2002	350
23/12/2002	250
24/12/2002	350
26/12/2002	360
27/12/2002	300
28/12/2002	340
29/12/2002	370
30/12/2002	320
31/12/2002	350
02/01/2003	350
03/01/2003	340
04/01/2003	350
05/01/2003	320
06/01/2003	320
07/01/2003	300
08/01/2003	300
09/01/2003	320
10/01/2003	300
11/01/2003	300
12/01/2003	340
13/01/2003	300
14/01/2003	230

## pH

El pH del agua se midió diariamente, tanto en el influente como en el efluente, para el agua cruda del influente sin alcalinizar se presentaron datos comprendidos entre 3.80 y 4.53, para el influente alcalinizado de 6.14 – 6.89 y finalmente para el efluente se presentó un rango de 6.75 – 7.07; los resultados obtenidos son los siguientes:

Cuadro 7. pH del agua ácida y neutra del afluente; y pH del efluente en el reactor.

Fecha	pH agua ácida	pH agua neutralizada	pH agua efluente
05/12/2002	4,37	6,8	6,76
06/12/2002	4,53	6,68	6,75
07/12/2002	4,5	6,67	6,75
09/12/2002	4,51	6,89	6,83
10/12/2002	3,95	6,79	6,77
11/12/2002	3,95	6,77	6,9
12/12/2002	3,9	6,78	6,77
13/12/2002	3,98	6,78	6,91
14/12/2002	3,99	6,67	6,88
16/12/2002	4	6,77	6,89
17/12/2002	4,28	6,64	6,76
18/12/2002	4,4	6,66	6,8
19/12/2002	4,36	6,73	6,75
20/12/2002	4,1	6,71	6,9
21/12/2002	4,25	6,64	6,93
23/12/2002	4,14	6,65	6,88
24/12/2002	4,15	6,51	7,02
26/12/2002	4,06	6,5	7,03
27/12/2002	4,06	6,37	6,93
28/12/2002	3,82	6,33	6,74
29/12/2002	4,02	6,49	6,96
30/12/2002	3,91	6,14	6,98
31/12/2002	3,98	6,48	7,07
02/01/2003	4	6,31	7,06
03/01/2003	3,86	6,46	7,02
04/01/2003	3,8	6,59	6,98
05/01/2003	3,89	6,47	6,93
06/01/2003	3,95	6,28	7,1
07/01/2003	4,01	6,26	6,99
08/01/2003	4	6,12	7
09/01/2003	3,96	6,22	6,94
10/01/2003	4,02	6,2	6,93
11/01/2003	3,98	6,2	6,99
12/01/2003	3,99	6,31	6,99
13/01/2003	4,04	6,4	6,96
14/01/2003	4	6,51	7,03

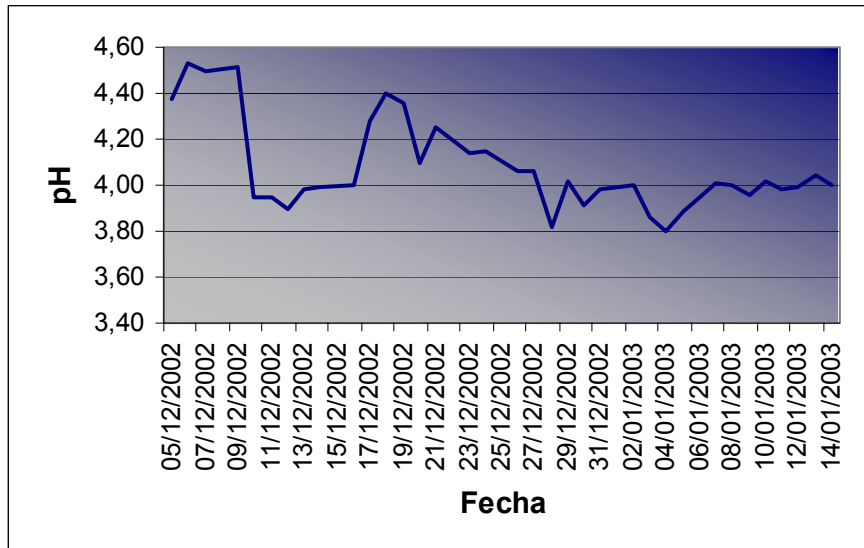


Figura 8. pH del agua cruda influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.

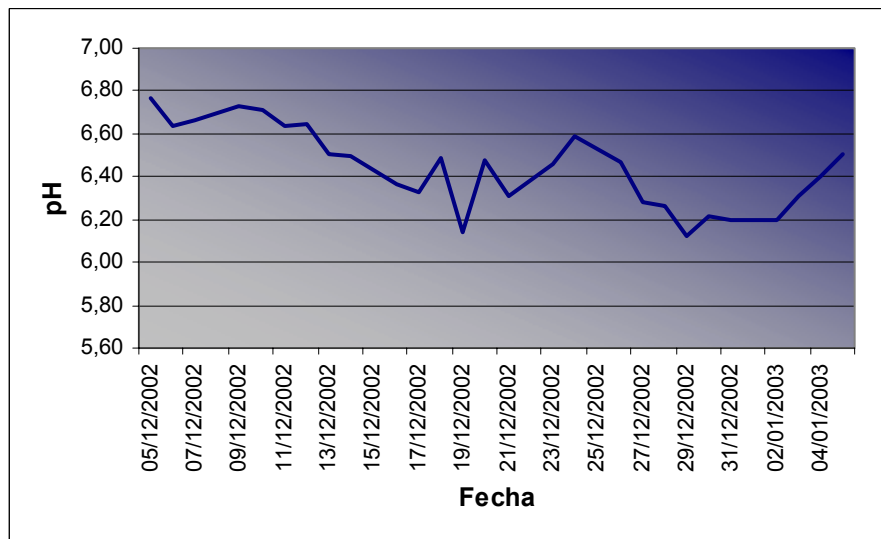


Figura 9. pH del agua después de aplicar soda cáustica al influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

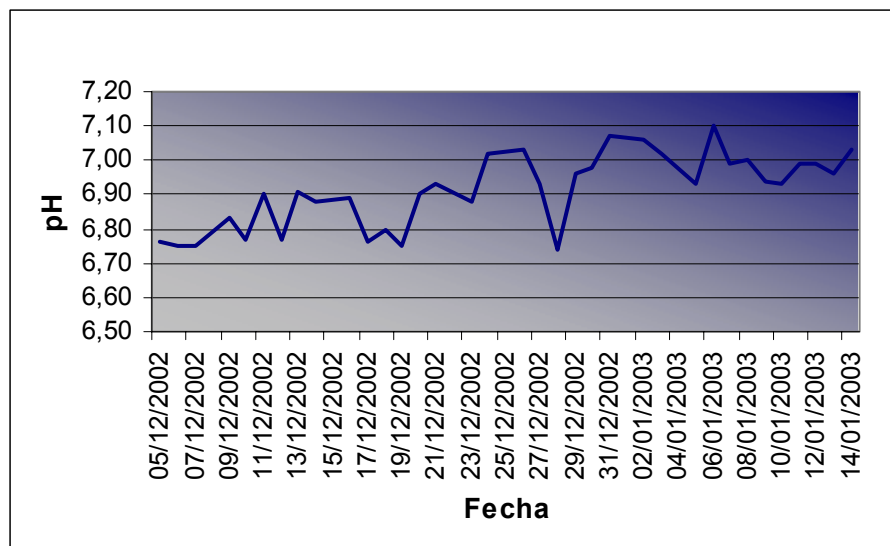


Figura 10. pH del efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente.

## Temperatura

La temperatura también se midió diariamente, tanto en el influente como en el efluente del reactor, para el caso del influente la temperatura presentó valores entre 26 y 38°C mientras que el efluente entre 24 y 35°C.

Cuadro 8. Temperatura del influente y afluente en el reactor

Fecha	Temperatura del influente (°C)	Temperatura del efluente (°C)
10/12/2002	28	26
11/12/2002	28	26
12/12/2002	26	24
13/12/2002	28	26
14/12/2002	28	26
16/12/2002	27	26
17/12/2002	28	26
18/12/2002	30	27
19/12/2002	30	27
20/12/2002	34	29
21/12/2002	32	28
23/12/2002	32	30
24/12/2002	32	30
26/12/2002	32	30
27/12/2002	35	31
28/12/2002	37	33
29/12/2002	37	34
30/12/2002	36	30
31/12/2002	38	35
02/01/2003	34	30
03/01/2003	37	34
04/01/2003	37	35
05/01/2003	37	34
06/01/2003	36	34
07/01/2003	36	34
08/01/2003	36	35
09/01/2003	36	34
10/01/2003	37	34
11/01/2003	35	35
12/01/2003	36	35
13/01/2003	35	35
14/01/2003	34	35

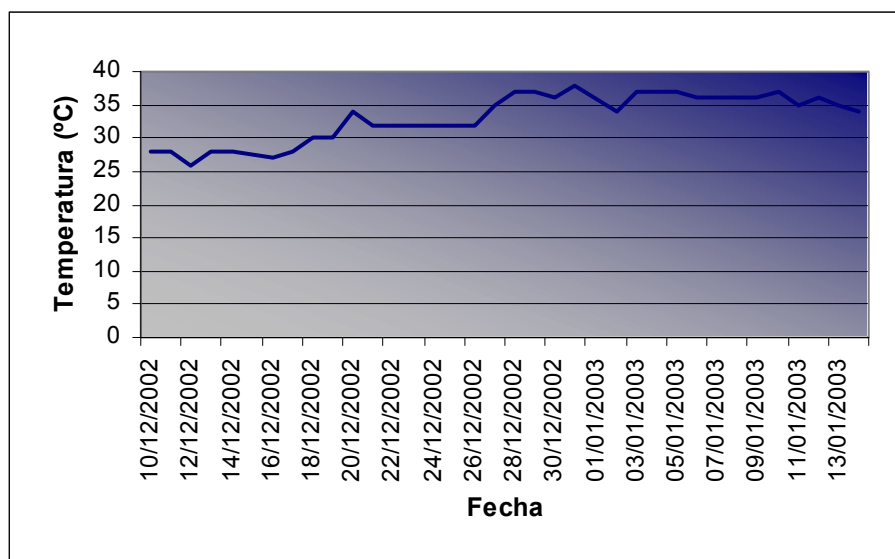


Figura 11. Temperatura del agua influente al Reactor Anaerobio de flujo Ascendente (°C)

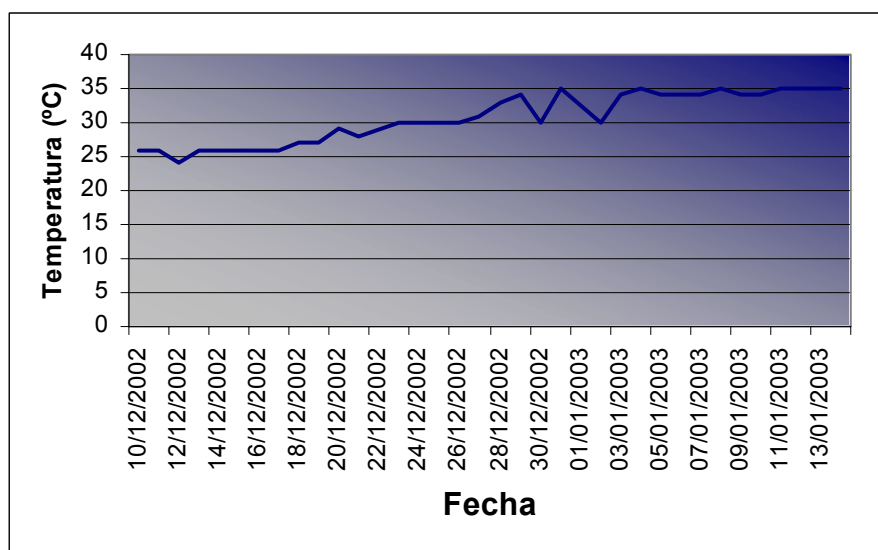


Figura 12. Temperatura del agua efluente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (°C)

## Alcalinidad

La alcalinidad del agua en el influente y efluente del reactor se midió diariamente, el influente presentó resultados entre 1060 y 1700 mg CaCO<sub>3</sub> para el efluente los valores se mantuvieron entre 938 y 1775 mg CaCO<sub>3</sub> los resultados se resumen a continuación:

Cuadro 9. Alcalinidad del agua influente y efluente en el reactor

Fecha	Alcalinidad del afluente (meq/l)	Alcalinidad del afluente (mg CaCO <sub>3</sub> )	Alcalinidad del efluente (meq/l)	Alcalinidad del efluente (mg CaCO <sub>3</sub> )
26/11/2002	29,60	1480,00	29,60	1480,00
02/12/2002	27,66	1383,00	27,40	1370,00
05/12/2002	25,30	1265,00	31,40	1570,00
06/12/2002	28,15	1407,60	30,00	1500,00
07/12/2002	28,00	1400,00	29,70	1485,00
09/12/2002	25,70	1285,00	18,76	938,00
10/12/2002	28,45	1422,50	28,56	1428,00
11/12/2002	26,90	1345,00	27,00	1350,00
12/12/2002	27,30	1365,00	27,30	1365,00
13/12/2002	21,20	1060,00	26,90	1345,00
14/12/2002	25,20	1260,00	26,80	1340,00
16/12/2002	26,90	1345,00	27,70	1385,00
17/12/2002	29,80	1490,00	27,70	1385,00
18/12/2002	29,30	1465,00	28,90	1445,00
19/12/2002	30,20	1510,00	29,80	1490,00
20/12/2002	31,70	1585,00	30,60	1530,00
21/12/2002	29,90	1495,00	30,00	1500,00
23/12/2002	31,00	1550,00	27,70	1385,00
24/12/2002	32,00	1600,00	33,00	1650,00
26/12/2002	27,70	1385,00	33,00	1650,00
27/12/2002	33,00	1650,00	32,00	1600,00
28/12/2002	36,00	1800,00	30,00	1500,00
29/12/2002	33,50	1675,00	36,00	1800,00
30/12/2002	31,00	1550,00	35,50	1775,00
31/12/2002	34,00	1700,00	34,00	1700,00
02/01/2003	32,00	1600,00	34,00	1700,00
03/01/2003	26,90	1345,00	34,27	1713,50



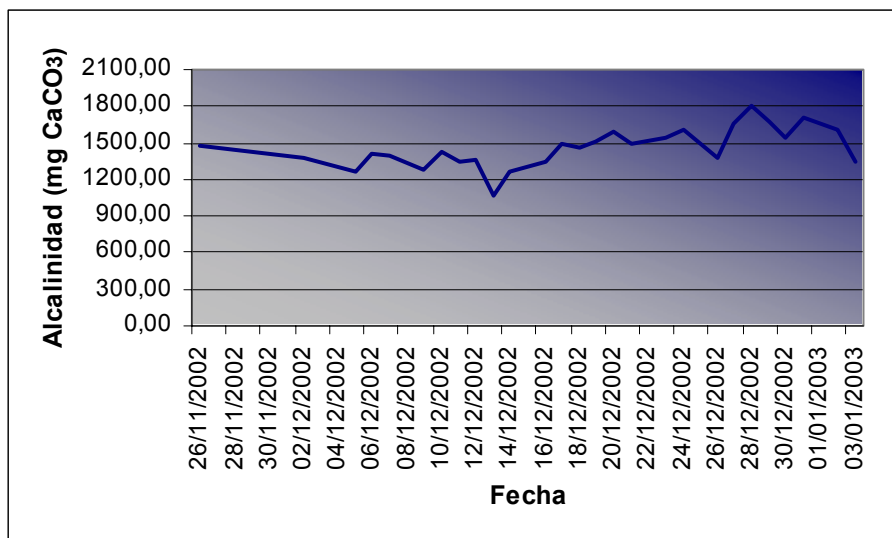


Figura 13. Alcalinidad del influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (mg CaCO<sub>3</sub>)

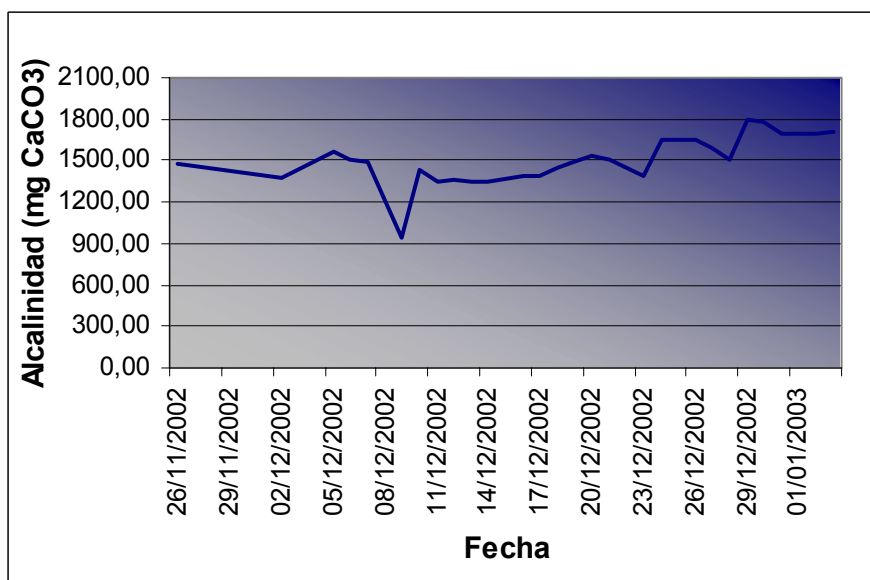


Figura 14. Alcalinidad del efluente del Reactor anaerobio de flujo Ascendente (mg CaCO<sub>3</sub>)

## Concentración de calcio

La concentración del calcio se evaluó antes del arranque del reactor, en ese momento el módulo 3 presentó la concentración más baja con 16.8 mg/l y el módulo 2 la mayor con 29.8 mg/l con un promedio de 22.1mg/l, los resultados se presentan a continuación.

Cuadro 10. Concentración de calcio presente en el agua residual influente al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

Fecha	DQO influente (mg/l)	Cantidad de calcio (mg CaCO <sub>3</sub> /l)	Cantidad de calcio (mg/l)	Relación Calcio/DQO
02/12/2002	19092	1383	383	0,02
05/12/2002	19046	1265	351	0,02
06/12/2002	19050	1408	390	0,02
07/12/2002	21262	1400	388	0,02
09/12/2002	4712	1285	356	0,08
10/12/2002	49066	1423	394	0,01
11/12/2002	54606	1345	373	0,01
12/12/2002	56448	1365	378	0,01
13/12/2002	3013	1060	294	0,10
14/12/2002	3312	1260	349	0,11
16/12/2002	5397	1345	373	0,07
17/12/2002	1856	1490	413	0,22
18/12/2002	4387	1465	406	0,09
19/12/2002	4198	1510	418	0,10
20/12/2002	18752	1585	439	0,02
21/12/2002	19918	1495	414	0,02
23/12/2002	15958	1550	430	0,03
24/12/2002	13642	1600	443	0,03
26/12/2002	18330	1385	384	0,02
27/12/2002	19916	1650	457	0,02
28/12/2002	19440	1800	499	0,03
29/12/2002	25500	1675	464	0,02
30/12/2002	26660	1550	430	0,02
31/12/2002	23780	1700	471	0,02
02/01/2003	29040	1600	443	0,02
03/01/2003	27760	1345	373	0,01
<b>Promedio</b>	<b>20159</b>	<b>1459</b>	<b>404</b>	<b>0,04</b>

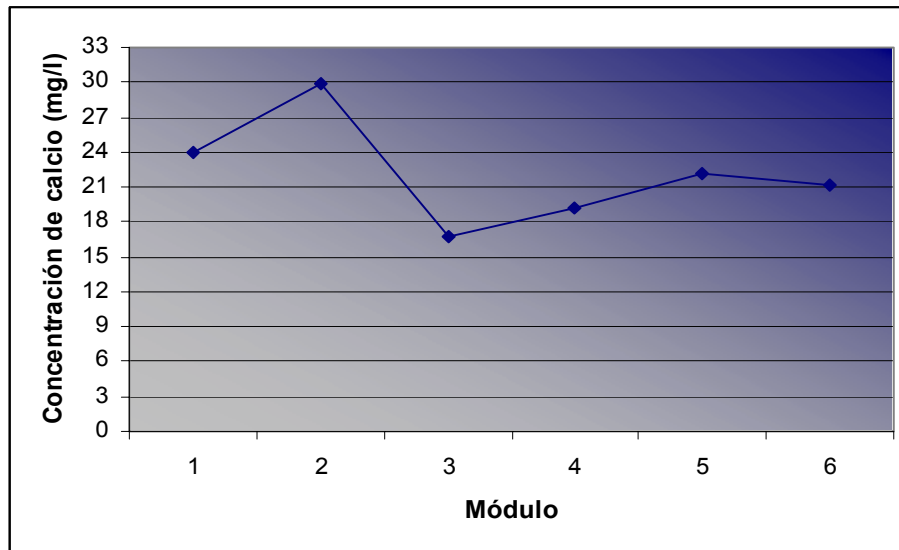


Figura 15. Concentración de calcio (mg/l) en el lodo por módulo en el Reactor Anaerobio de flujo Ascendente.

### Concentración de nutrientes

La concentración de de fósforo y nitrógeno se evaluó antes del arranque (31/10/02) para dicha prueba los resultados mostraron que la concentración de nitrógeno estuvo en  $2600 \text{ g/m}^3$ , mientras que la de fósforo en  $15.5 \text{ g/m}^3$

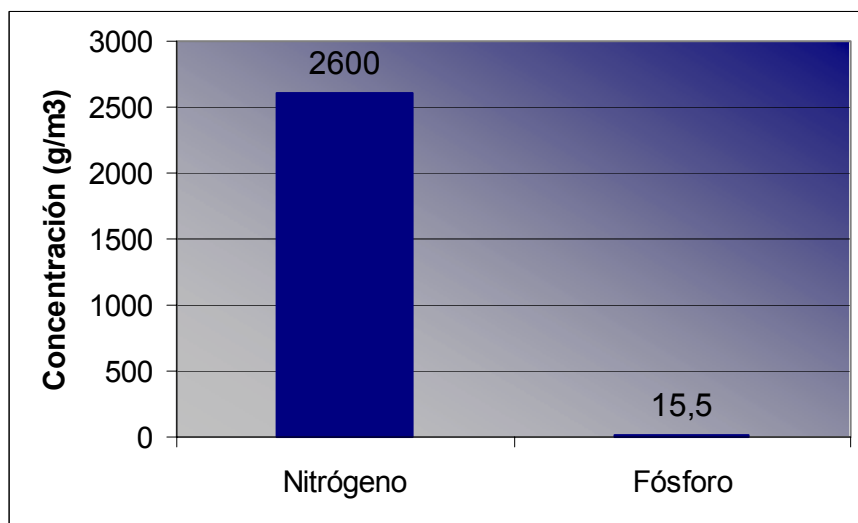


Figura 16. Concentración de nutrientes en el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente ( $\text{g/m}^3$ )

## Ácido Grasos Volátiles<sup>5</sup>

Los Ácidos Grasos Volátiles al igual que la alcalinidad fueron medidos diariamente, se obtuvo valores entre 3.2 y 16.03 meq/l, se resume a continuación los resultados.

Cuadro 11. Ácidos Grasos Volátiles del influente y efluente en el reactor

<b>Fecha</b>	<b>AGV's del efluente (meq/l)</b>
<b>26/11/2002</b>	4,1
<b>02/12/2002</b>	3,2
<b>05/12/2002</b>	4,8
<b>06/12/2002</b>	10,4
<b>07/12/2002</b>	11,2
<b>09/12/2002</b>	16,0
<b>10/12/2002</b>	7,6
<b>11/12/2002</b>	5,6
<b>12/12/2002</b>	7,6
<b>13/12/2002</b>	5,6
<b>14/12/2002</b>	6,5
<b>16/12/2002</b>	4,4
<b>17/12/2002</b>	4,0
<b>18/12/2002</b>	5,2
<b>19/12/2002</b>	8,4
<b>20/12/2002</b>	8,1
<b>21/12/2002</b>	8,7
<b>23/12/2002</b>	6,8
<b>24/12/2002</b>	6,8
<b>26/12/2002</b>	7,2
<b>27/12/2002</b>	6,4
<b>28/12/2002</b>	9,2
<b>29/12/2002</b>	7,6
<b>30/12/2002</b>	6,8
<b>31/12/2002</b>	7,2
<b>02/01/2003</b>	12,0
<b>03/01/2003</b>	14,8

---

<sup>5</sup> AGV's

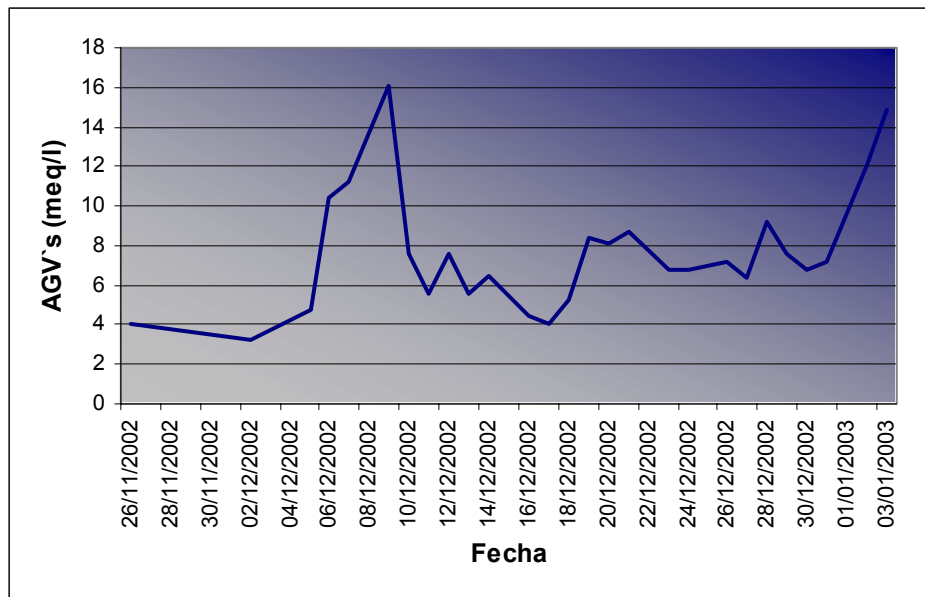


Figura 17. Ácidos Grasos Volátiles del efluente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

### Índice Volumétrico de Lodos y Velocidad de Sedimentación

El índice volumétrico de lodos también se midió diariamente, estuvo entre 39 y 1081ml/g con un valor promedio de 821ml/g.

La velocidad de sedimentación se midió antes y después del arranque del reactor, después del arranque del reactor se presentaron valores en un rango entre 1.3 y 3.1 m/h, mientras que los valores antes de arrancar el reactor variaron entre 0.4 y 1.1 m/h

Los resultados de estas pruebas se presentan a continuación

Cuadro 12. Índice Volumétrico de Lodos y Velocidad de Sedimentación del lodo en el reactor después del arranque ( se midieron diariamente durante el tiempo en estudio)

<b>Fecha</b>	<b>IVL (ml/g)</b>	<b>Vs (m/h)</b>
<b>02/12/2002</b>	39	1,3
<b>05/12/2002</b>	800	1,9
<b>06/12/2002</b>	822	1,8
<b>07/12/2002</b>	562	3,2
<b>09/12/2002</b>	973	0,0
<b>10/12/2002</b>	1059	2,5
<b>11/12/2002</b>	822	1,8
<b>12/12/2002</b>	822	2,9
<b>13/12/2002</b>	800	1,8
<b>14/12/2002</b>	757	2,2
<b>16/12/2002</b>	778	2,0
<b>17/12/2002</b>	800	3,0
<b>18/12/2002</b>	843	3,1
<b>19/12/2002</b>	865	3,0
<b>20/12/2002</b>	778	2,0
<b>21/12/2002</b>	843	2,3
<b>23/12/2002</b>	865	2,6
<b>24/12/2002</b>	865	2,6
<b>26/12/2002</b>	843	2,8
<b>27/12/2002</b>	865	2,0
<b>28/12/2002</b>	605	1,9
<b>29/12/2002</b>	1081	2,4
<b>30/12/2002</b>	973	1,9
<b>31/12/2002</b>	973	1,8
<b>02/01/2003</b>	994	2,0
<b>03/01/2003</b>	692	2,0
<b>Promedio</b>	812	2,2

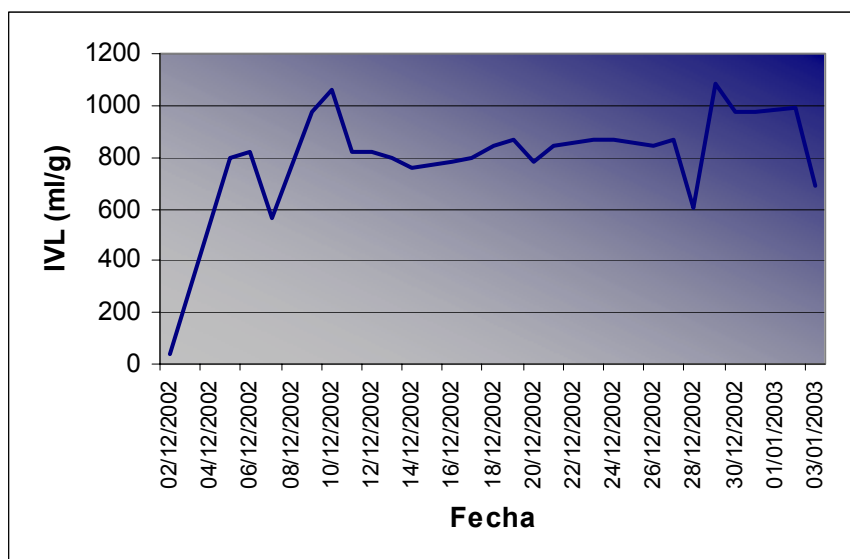


Figura 18. Índice volumétrico de lodos del lodo del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

Cuadro 13. Velocidad de sedimentación del lodo del reactor, antes de arrancar.

Módulo	Velocidad de sedimentación
2	0.7
4	1.1
5	0.3
2	0.8
3	0.7
4	0.8
3	0.6
4	0.4
5	1.1
Promedio	0.7

\*Los módulos se evaluaron por triplicado el día 31/10/02, en los casos que no hubo sedimentación del lodo, los resultados no fueron tomados en cuenta.

Las pruebas de velocidad de sedimentación que se realizaron después del arranque mostraron los siguientes resultados.

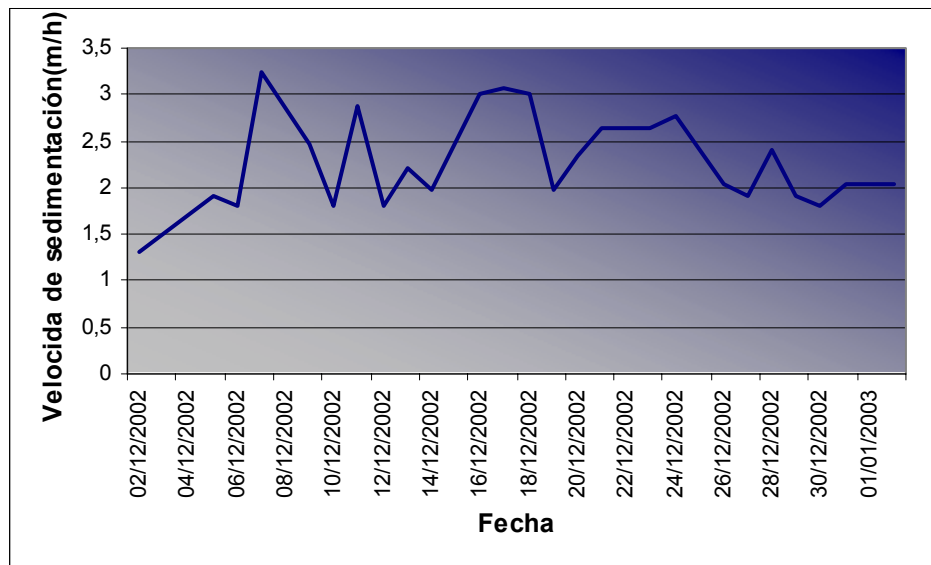


Figura 19. Velocidad de sedimentación de los lodos del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente

La siguiente figura permite comparar la velocidad promedio de sedimentación del lodo del reactor antes del arranque (31/10/02) (1) y durante el periodo de evaluación (02/12/02-03/01/03) (2)

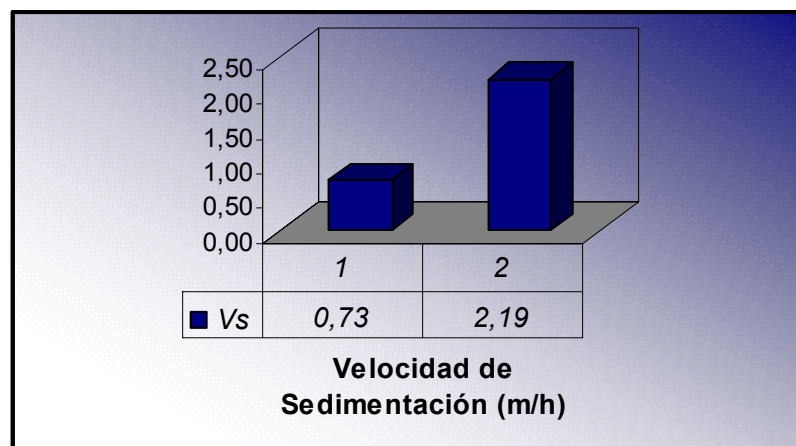


Figura 20. Velocidad de sedimentación promedio del lodo del reactor antes del arranque (31/10/02) (1) y durante el periodo en evaluación (02/12/02-03/01/03) (2)



## Concentración y fracción volátil de biomasa

La concentración y fracción volátil de biomasa del reactor se calculó a partir de los sólidos del lodo antes del arranque y al inicio de su operación. Los resultados se presentan a continuación.

Cuadro 14. Concentración promedio y fracción volátil en la biomasa del Reactor anaerobio de Flujo Ascendente.

Módulo Fecha	Sólidos totales (kg)	Sólidos volátiles (kg)	Conc. Promedio (kg/m <sup>3</sup> )	Fracción volátil
24/10/2002				
1	6346	5234	28	83%
2	7054	5945		
3	8548	6725		
4	9849	8332		
5	9096	7705		
6	9074	7698		
Total	49967	41639		
09/12/2002				
1	5831	3812	17	80%
2	5093	4255		
3	5983	5027		
4	5567	4762		
5	4848	3772		
6	5011	4191		
Total	32333	25819		

## Actividad metanogénica<sup>6</sup>

A continuación se presentan los resultados de las pruebas de actividad metanogénica realizadas al lodo del reactor antes, al inicio y después del arranque.

Los resultados de la actividad metanogénica se resumen en el siguiente cuadro.

Cuadro 15. Actividad metanogénica específica del lodo

Fecha de inicio	Actividad metanogénica kgCH <sub>4</sub> -DQO/SV·d
08/10/02	<b>0.98</b>
07/11/02	<b>0.98</b>
<b>16/12/02</b>	<b>0.96</b>

<sup>6</sup> AME

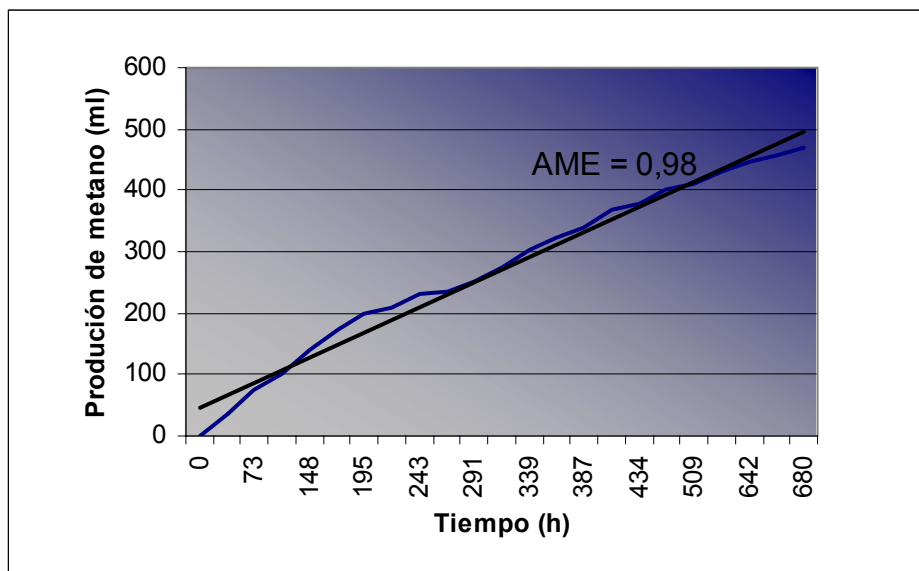


Figura 21. Actividad metanogénica del lodo antes del arranque (08/10/02 – 06/11/02)

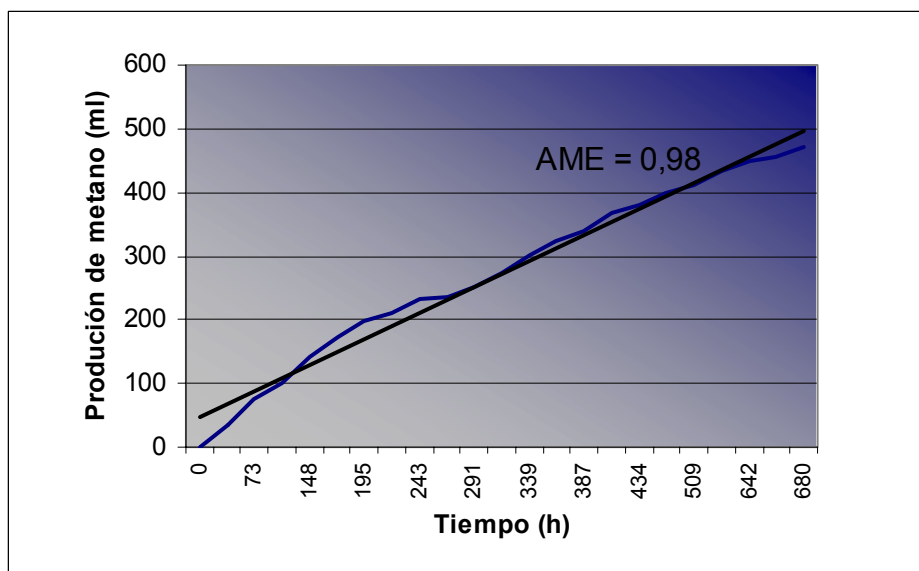


Figura 22. Actividad metanogénica del lodo después de iniciar el arranque (07/11/02 – 29/11/02)

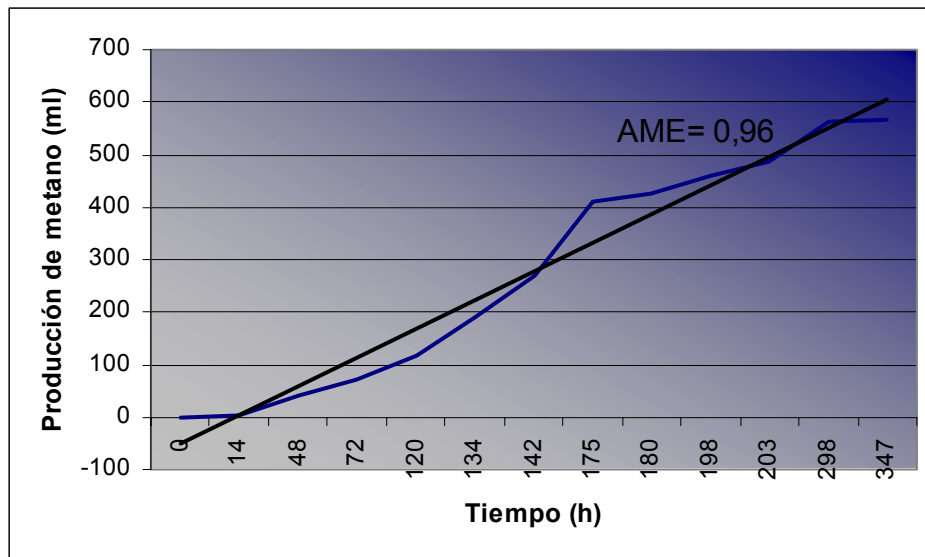


Figura 23. Actividad metanogénica del lodo 14 días después del arranque del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (16/12/02 – 31/12/02)

Cuadro16. Volumen de metano generado durante las pruebas para determinar la actividad metanogénica

08/10/2002		07/11/2002		16/12/2002	
Tiempo acumulado (h)	Volumen de metano (ml)	Tiempo acumulado (h)	Volumen de metano (ml)	Tiempo acumulado (h)	Volumen de metano (ml)
0	0	0	0	0	0
50	36	4	2	14	4
73	76	26	4	48	41
137	102	70	6	72	70
148	140	98	28	120	117
172	174	122	48	134	190
195	198	146	72	142	269
220	209	169	94	175	409
243	231	194	102	180	425
270	236	242	107	198	460
291	250	290	130	203	487
315	274	314	155	298	562
339	302	338	184	347	568
363	322	362	192		
387	340	380	197		
410	367	434	232		
434	379	458	234		
482	400	506	237		
509	412	530	244		
531	432				
642	448				
671	457				
680	470				

## Tiempo de Residencia Celular

El tiempo de residencia celular se calculó para cada día, los resultados se presentan a continuación:

Cuadro 17. Tiempo de Residencia Celular

Fecha	Carga Hidráulica	kg Mo efluente	Tiempo de Residencia Celular
02/12/2002	64	810	19
05/12/2002	60	759	20
06/12/2002	72	911	17
07/12/2002	60	759	20
09/12/2002	110	1392	11
10/12/2002	110	1392	11
11/12/2002	114	1442	11
12/12/2002	113	1430	11
13/12/2002	121	1531	10
14/12/2002	132	1670	9
16/12/2002	133	1683	9
17/12/2002	118	1493	10
18/12/2002	183	2315	7
19/12/2002	145	1834	8
20/12/2002	185	2340	7
21/12/2002	184	2328	7
23/12/2002	192	2429	6
24/12/2002	204	2581	6
26/12/2002	200	2530	6
27/12/2002	204	2581	6
28/12/2002	210	2657	6
29/12/2002	120	1518	10
30/12/2002	217	2745	6
31/12/2002	211	2669	6
02/01/2003	210	2657	6
03/01/2003	214	2707	6

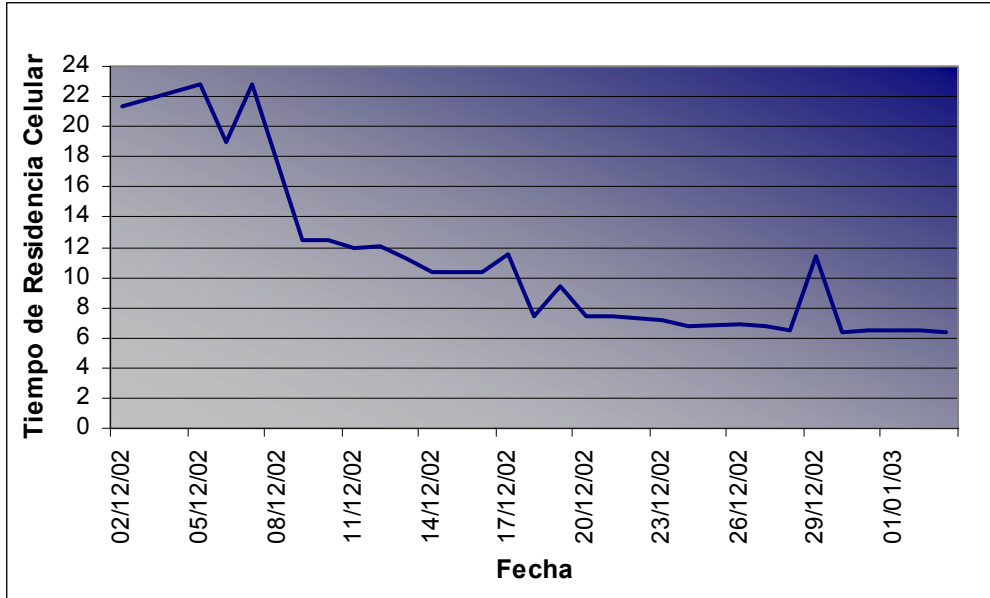


Figura 24. Tiempo de Residencia Celular del lodo del reactor.

## DISCUSION DE RESULTADOS

En el siguiente apartado se discute los resultados del proyecto, incluye parámetros de evaluación, operación y control, además de los físico-químicos del agua residual y de calidad del lodo.

### Carga orgánica

La carga orgánica del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente se manejó de forma irregular (ver figura 2), es decir, que no se manejó un aumento de carga paulatino durante el arranque ni la operación del reactor primero por la falta de agua, y segundo porque más bien se manejó por caudal o por aumentos de carga hidráulica, esto para poder procesar la cantidad de agua en la laguna que en ocasiones era poca y otras mucha.

En la figura 2 puede observarse un pico en el aumento de carga entre el 10 y 12 de diciembre 2002, este salto inicial en la carga del reactor puede provocar el arrastre de lodo fuera del reactor con lo cual inicialmente se reduce la capacidad del mismo, puede verse en el cuadro 14 una disminución la cantidad de biomasa en el reactor.

Después del 13 de diciembre 2002 la carga aumenta poco, pasa de 365 kg/d a 655 kg/d el 19 de diciembre, el 20 de diciembre el reactor inició su operación 24h, a partir de este día se reportaron valores cercanos a 3000 kg/d para. La mayor carga orgánica se reporta en el pico de cosecha (inició el 02 enero 2003), cuando la carga del reactor estuvo entre 3712 y 6098 kgDQO/d con un valor promedio de 4767 kgDQO/d.

Para la carga orgánica volumétrica se reportaron datos desde 0.1 y 4.1 kg/m<sup>3</sup>, presentando también los valores máximos en el pico de cosecha. Considerando que el reactor posee una capacidad de 3-15kgDQO/m<sup>3</sup>, se determinó que el reactor no está sobrecargado, sino, que se está subutilizando en un 73% aproximadamente.

### Tiempo de Retención Hidráulica

Las bacterias fermentativas se reproducen a una velocidad mucho más rápida (10 a 60 veces más) que las metanogénicas. La baja tasa de crecimiento de las bacterias metanogénicas acetoclásticas es el factor que contribuye de una forma más importante a los largos tiempos de arranque. Adicionalmente, esta baja tasa de crecimiento implica que, en reactores no pueden aplicarse Tr inferiores a 2 – 10 días.

Los valores de Tr estuvieron entre 7 y 25 días, por lo cual se considera apropiado ya que no presentó valores inferiores a los recomendados (Seminario dado en la Universidad Nacional de Costa Rica, 1990).

## **Relaciones que afectan la granulometría del lodo (incompleta)**

Existen relaciones que se consideran al evaluar la granulometría del lodo de un sistema de tratamiento de agua residual, entre ellos se encuentra la relación entre la DQO y la concentración de calcio, en el caso del reactor Anaerobio de Flujo Ascendente de Coopronaranja R.L. se obtuvo un valor de 949.6, este es mucho mayor al recomendado que está en 13; por otra parte la relación de la DQO entre sólidos suspendidos volátiles se obtuvo un valor de 0.2, también distinto al adecuado que es de 0.6; la relación de los sólidos suspendidos volátiles entre la DQO el valor es de 0.71 y para los sólidos suspendidos totales entre la DQO de 0.89 (ver cuadro 3), ambos valores altos dado que se considera alto un valor cercano a 1.

La alta relación entre la DQO y el calcio muestra como la DQO es muy alta para la concentración de calcio presente en el reactor (ver cuadro 10); la relación de la DQO entre los sólidos suspendidos volátiles, igualmente presenta la concentración de la DQO como alta en este caso para la cantidad de materia orgánica en el sistema

En particular, en la mayoría de configuraciones de reactores, una alta relación de Sólidos Suspendido Totales (SST) /Demanda Química de Oxígeno compromete el proceso de granulación y así el funcionamiento del reactor, requiriendo una preliminar remoción de SST. Como sea, altas concentraciones de Sólidos Suspendidos en el influente implica la disponibilidad de una amplia superficie para una pequeña cantidad de biomasa, resultando en el lavado de la biomasa (De Smedt, 2002.)

## **Demanda Química de Oxígeno y Demanda Bioquímica de Oxígeno**

La DQO efluente del reactor presentó un pico entre el 02/12 y el 14/12 los valores alcanzaron un máximo de 3979 mg DQO/l, a partir de esta fecha los valores de DQO de salida bajan a menos de 250 mg/l, y vuelven a subir para finalmente estabilizarse relativamente a partir del 20/12 (ver figura 5), a pesar de esto los valores son cercanos al valor límite, y en un 16% de los casos supera los 1500 mg/l establecidos por la ley (Ministerio de Salud, 1999), el porcentaje de remoción de DQO está muy cercano al 100% (ver cuadro 4) así que no se trata de un problema de remoción de materia orgánica.

Por su parte el DBO al ser una estimación con respecto al DQO presentó un comportamiento similar, y al igual que la DQO presentó un pico entre el 02/12/02 y el 14/12/02 con valores que alcanzaron un máximo de 2211 mgDBO/l, a partir del 16/12/02 los resultados bajan por debajo de 138mgDBO/l y suben después del 20/12/02 para estabilizarse relativamente,



los valores estuvieron entre 526mg/l como mínimo y 1611mg/l como valor máximo, los valores a partir del 05/01/03 se mantienen cercanos a 1000mg/l que es el valor permisible según el reglamento de vertido y reuso de aguas residuales, mas este valor es sobrepasado en un 77% de los casos durante el pico de cosecha.

### **Sólidos sedimentables**

El agua del influente del reactor es muy espesa y contiene material coloidal que no permite medir la cantidad de sólido presente, debido a la presencia de este material coloidal también es necesario el cambio de pH que se realiza con la soda cáustica ya que a pH neutro esta masa coloide se rompe y facilita su digestión por parte de las bacterias metanogénicas acetoclásticas, si esto no se llevara a cabo el tamaño que posee requeriría tiempos de retención tan elevados que el proceso sería imposible de realizar en el volumen con el que se cuenta.

Por su parte el influente del reactor presenta sólidos sedimentables altos debido a la pérdida de biomasa (ver cuadro 14); es posible que al no haberse realizado un arranque adecuado provocara el arrastre de lodos pues con una carga orgánica muy baja no hubo salida de lodos, y al aumentar la carga orgánica también aumentó la salida de sólidos, aún más a partir del 19/12/02, fecha en que el reactor empezó a trabajar 24h.

Estos sólidos son muy superiores a lo establecido por la ley (1mg/l), incluso alcanzan los 370 mg/l (ver figura 7).

### **pH**

Las aguas mieles de café son ácidas, por la presencia de los ácidos grasos volátiles que se forman cuando se acidifican. Tienen un pH entre 3.3 y 7.0, dependiendo del grado de acidificación (Wasser, 1995). En el caso del reactor del beneficio de Coopronaranja R.L., el agua influente al reactor, después de la acidificación mantuvo un pH entre 3.80 y 4.51 (ver figura 8). Lo cual mostró que se dio un buen proceso de acidificación. Al inicio del arranque el pH fue más alto, presentó el mayor valor (4.51) el día 09/12/02, el pH tiende a bajar conforme continua aumentando la cantidad de café (existe más cantidad de materia orgánica para la producción de AGV's), así, el valor más bajo (3.80) se reporta el 04/12/01.

Cuando el pH es menor a 6.3, las bacterias metanogénicas dejan de funcionar, mientras que las acidificadoras siguen funcionando; cuando el pH del proceso baja hasta un pH de 5.5 las bacterias metanogénicas empiezan a morir y el daño ocurrido se vuelve irreversible (Wasser, 1995), por lo cual se hace necesario neutralizar el agua que entra en el reactor para el proceso de

metanogénesis; en el reactor se hizo con el uso de soda cáustica en cantidades variables según esté el pH, varió en este caso entre 12 y 249 kg diarios (ver figura 4), este producto permite mantener el pH del influente en un rango permisible para las bacterias; durante el tiempo en estudio dicho valor se encontró entre 6.14 y 6.89 (ver figura 9). Sin embargo solamente un 18% de los datos están dentro del rango apropiado para las bacterias metanogénicas (6.8 – 7.2) y el resto de los mismos se mantienen por debajo del rango establecido (Wasser, 1995).

De acuerdo con el Reglamento de Vertido y Reuso de Aguas Residuales del Ministerio de Salud, el pH permisible de salida del reactor debe encontrarse entre 5 y 9, en este caso el pH de salida se encuentra entre 6.8 y 7.4 (ver figura 10) por lo cual se considera un valor adecuado para el vertido de las aguas, dado que el pH es cercano al neutro y por tanto no es tóxico para la vida.

## Temperatura

Las bacterias anaeróbicas viven en ambientes mesofílicos con temperaturas entre 20 y 40 °C (Wasser, 1990), las bacterias productoras de metano trabajan en un rango cercano a 33 °C ( $33 \pm 2$  °C) para dar su mejor rendimiento (Wasser, 1995 y Rittman y McCarty, 2001). El Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente en estudio tuvo una entrada de agua con temperaturas aptas para el desempeño de las bacterias metanogénicas, mas dichos valores se colocaron por debajo del rango apropiado en un 24% de los casos y el resto sobre 32 °C, la temperatura estuvo entre 27 y 38 °C (ver figura 11)

Los datos debajo de 30 °C (ver figura 11) se reportan en los días del inicio, debido a que el reactor solamente funcionó durante 12 horas diarias hasta el 19 de diciembre; estos valores bajos no detienen la actividad de las bacterias pero sí la afecta, ya que a mayor temperatura en también mayor la eficiencia de las bacterias (Wasser, 1995). A partir de esta fecha la cantidad de fanegas procesadas (ver cuadro 1) requirió suficiente cantidad de agua para que la cantidad de agua que entraba al reactor permitiera su funcionamiento las 24 horas, con esto la producción de gas aumenta y los quemadores pueden funcionar mejor con lo cual la temperatura es más fácil de mantener.

Para el caso de las aguas que se vierten a los ríos también está reglamentado un rango específico que se ubica entre 15 y 40 °C (Ministerio de Salud, 1999); las aguas que salen del reactor de Coopronaranjo R.L. la temperatura fluctuó entre 24 y 35 °C (ver figura 12), un rango que es

adecuado para cumplir con dicho reglamento. Igual que el influente la temperatura subió después del 19/12/02 para mantenerse cercana a 35°C.

### **Alcalinidad y concentración de calcio**

La alcalinidad debe estar entre 2500 y 4000 mg CaCO<sub>3</sub> (Mansur, 2002), sin embargo el reactor presentó valores que no alcanzan los 2000 mg CaCO<sub>3</sub>, manteniéndose en un rango comprendido entre 1060 y 1800 mg CaCO<sub>3</sub> (ver figura 13), esta baja alcalinidad concuerda con la baja concentración de calcio del sistema

Las concentraciones de calcio en el sistema varían desde un mínimo de 16.8mg/l y un máximo de 29.8 mg/l, estas concentraciones de calcio son muy bajas considerando que, de acuerdo con Mansur (2002), por cada 4000mg/l de DQO deben dosificarse 300mg/l de calcio; así la concentración de calcio para un DQO promedio de 24146 mg DQO/l que está entrando al reactor debe andar cerca de los 1811 mg/l.

Una relación adecuada entre concentración de calcio y la demanda química de oxígeno del influente de un reactor anaerobio de flujo ascendente se considera que está cerca de 0.8 mg/l, para el reactor anaerobio del beneficio de Coopronaranjo R.L. la relación está en promedio en 0.02 mg/l, lo cual indica que el agua residual influente tiene mucha materia orgánica en comparación con la concentración de cal que posee. Es decir que la cantidad de calcio que se dosifica el reactor como carbonato de calcio en la alcalinidad del influente es muy bajo, por lo que se hace necesario dosificar con cal, la forma de hacerlo se presenta en el anexo 3.

En el cuadro X del anexo 4 se muestran las concentraciones de calcio a dosificar en relación con la DQO influente al reactor para tener 300mg/l por cada 4000mg/l DQO, concentración óptima en el reactor de acuerdo con Mansur (2002), esto porque el calcio ayuda en la adhesión de las bacterias en la formación de lodo granular con buena resistencia mecánica.

### **Concentración de nutrientes**

En el reactor del beneficio de Coopronaranjo R.L. las concentraciones presentaron valores adecuados, ya que superaron las concentraciones óptimas recomendadas, la concentración de nitrógeno estuvo en 2.6 kg/m<sup>3</sup> y la de fósforo en 15.5 g/m<sup>3</sup>. Para que un sistema de tratamiento se desarrolle adecuadamente debe contar con una concentración de 111111 para el Nitrógeno y de 1111 para el Fósforo, en el caso preciso de los Reactores Anaerobios de Flujo Ascendente es importante mantener una concentración de 57.2 g N/m<sup>3</sup> de agua residual y de 11.6 g P /m<sup>3</sup> de agua residual, Para que funcionen bien las bacterias necesitan fósforo y nitrógeno; se sabe que el agua miel de café tiene suficiente nitrógeno pero existe un faltante de

fósforo, por lo que no es extraño que esta concentración sea menor que la de nitrógeno.

### **AGV`s**

Los AGV`s en el afluente algunas veces sobrepasaron los 8 meq/l, pudiendo resultar tóxico para el reactor, puede atribuirse a la baja alcalinidad que se presenta en el reactor (ver figura 13). Los AGV`s que el reactor es capaz de amortiguar se relacionan con la alcalinidad, o sea, que mayor alcalinidad mayor es la capacidad del reactor de asimilar los AGV`s y como en este caso la alcalinidad está baja, también deberían estarlo los AGV`s.

En un 33% de los casos la cantidad de AGV`s superaron lo establecido en el manual de arranque y monitoreo del reactor (Wasser, 1995), pudo verse que entre el 06 y el 09 de diciembre se dio un aumento en los AGV`s que coincidieron con un pico en el aumento de carga (ver figura 2), adicionalmente se volvió a superar la cantidad recomendada de AGV`s al llegar al pico de cosecha (02/12/02) que es cuando se presentan las cargas mayores. Por esta razón en el pico de cosecha podrían presentarse problemas de toxicidad, produciéndose acidificación y bajando la capacidad del reactor de digerir los ácidos para producir metano.

### **Índice Volumétrico de Lodos y Velocidad de Sedimentación**

El Índice Volumétrico de Lodos es un parámetro indirecto de la calidad y sedimentabilidad del lodo, para un lodo con buenas características, debe ser inferior a 50 ml/g (Winkler, 1999), es decir, que un gramo de lodo debe ocupar 50 ml de volumen; sin embargo en el lodo del reactor los resultados muestran que el lodo no es de este tipo, ya que el IVL alcanza valores de hasta 1081ml/g, con un promedio de 821 ml/g (ver figura 18), esto permite considerar el lodo como un lodo inmaduro que no ha tenido suficiente tiempo de formar gránulos pesados y densos, como lo es un lodo floculento que tiene propiedades de sedimentación intermedias (Wasser, 1995) estas propiedades intermedias de sedimentación no dan al lodo la suficiente resistencia mecánica por lo cual es fácilmente arrastrable y se presenta en el efluente del reactor.

Estos resultados concuerdan con la baja velocidad de sedimentación, que en conjunto con el IVL indican la calidad del lodo, que en este caso no es óptima.

La velocidad de sedimentación se midió a diario y los resultados muestran que durante el proceso de tratamiento y conforme aumenta el tiempo trabajando del reactor, mejor es la velocidad de sedimentación, esto puede verse en los valores obtenidos durante el transcurso del proyecto (ver figura

20), además es evidente una mejoría en la velocidad de sedimentación después del arranque del reactor (ver figura 20), junto con una maduración del lodo, que se puede determinar debido a que el lodo que estaba inactivo presentaba velocidades de sedimentación cercanas a 0.73 m/h, lo que corresponde a un lodo disperso, mientras que al avanzar su funcionamiento, la velocidad del mismo lodo aumentó a valores cercanos a 2.19 m/h, correspondientes a un lodo floculento (Wasser, 1996).

## **Concentración de biomasa**

La concentración de biomasa del reactor es elevada, más aún antes del arranque donde se presentó una concentración promedio de 28 kg/m<sup>3</sup> de lodo, además este lodo contenía una alta fracción volátil de 83%, lo que indica que es rico en materia orgánica, sin embargo con el lavado de lodo que se produce durante el funcionamiento del reactor, la cantidad de biomasa disminuyó hasta 17 kg/m<sup>3</sup>, lo que demuestra que hay lavado de lodo, una disminución que por la cantidad que se pierde podría ser significativa, es decir, que si continua así la cantidad de lodo podría llegar a ser muy baja, no obstante la fracción volátil de dicho lodo bajó hasta 80%, así que el lodo no cambia mucho en cuanto a fracción volátil, es decir, que continua existiendo un alto porcentaje de materia orgánica en el lodo del reactor.

## **Actividad metanogénica**

La actividad metanogénica del lodo debe ser cercana a 1kg CH<sub>4</sub>/g SSV·día, en las tres pruebas de actividad metanogénica que se hicieron la AME estuvo cercana a dicho valor, la primera realizada entre el 08/10/02 y el 06/11/02 presentó un valor de 0.98 kg CH<sub>4</sub> –DQO /kg SV·día, la segunda prueba realizada entre el 07/11/02 y el 29/11/02 se dio una actividad de 0.98 kg CH<sub>4</sub> –DQO /kg SV·día también y finalmente la tercera prueba de actividad metanogénica realizada entre el 16/12/02 y el 31/12/02 dio como resultado un valor de 0.96 kg CH<sub>4</sub> –DQO /kg SV·día por lo que se considera que el lodo tiene buenas condiciones para tratar el agua residual. Los resultados demostraron que el lodo del reactor posee una alta capacidad de remoción de materia orgánica, al convertirla en metano.

El hecho de que bajara la actividad metanogénica en la tercera prueba coincidió con que para esta fecha (16/12/02 fecha en que se tomó la muestra) la cantidad de biomasa era menor a las pruebas anteriores (ver cuadro 14).

Considerando la buena actividad metanogénica del lodo y su mala sedimentación se pudo suponer que el lodo es activo, mas no forma el

gránulo apropiado, para evitar el arrastre. Se debe permitir un mayor tiempo de arranque para que el lodo forme gránulos más densos y pesados.

### **Tiempo de Residencia Celular**

El Tiempo de Residencia Celular (TRS) del lodo del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente, varió desde hasta valores muy bajos para permitir que el lodo tenga el tiempo suficiente para realizar la digestión de la materia orgánica. Se recomienda un tiempo de residencia celular de 7-15 días

### El arranque del reactor

El arranque del reactor es de suma importancia para el buen desarrollo del lodo, es decir, que adquiera una buena granulometría que le permita una adecuada sedimentabilidad y resistencia mecánica contra el arrastre fuera del sistema

La baja velocidad de crecimiento y actividad de las bacterias anaeróbicas es una desventaja para el tratamiento de aguas residuales. La baja velocidad de crecimiento hace necesarios largos periodos de tiempo (hasta más de un año) y una especial atención para el primer arranque de cualquier proceso anaerobio. En cualquier caso, una dificultad asociada es al tiempo necesario para re-arrancar el sistema en caso que el lodo haya sufrido algún tipo de deterioro, en este caso se trata de un deterioro de la actividad debido al tiempo que permanece inactivo, así es requerido para volver a adaptarse las condiciones de funcionamiento.

La adaptación de una población microbiana es un proceso lento, especialmente a los bajos niveles de actividad a los que operan en general los procesos de tratamiento de agua residual. El lodo de un sistema toma aproximadamente el mismo tiempo que el tiempo de residencia de los lodos para reaccionar ante un cambio significativo en la composición de la alimentación, en este caso pasa de no recibir alimentación a recibir grandes cantidades de alimento, el tiempo de residencia de los lodos está normalmente entre 7 y 15 días así que un lodo inactivo requiere un mínimo de 7 – 15 días para readaptarse a los componentes del agua residual, sin embargo se recomienda que los arranques (o re-arranques) se realicen al menos en un lapso de 3 meses para lograr una adaptación excelente y por esto un funcionamiento óptimo del reactor.

## CONCLUSIONES

El reactor se está subutilizando en un 73% de su capacidad de Carga Orgánica Volumétrica.

La cantidad de soda cáustica utilizada para alcalinizar el influente del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente es suficiente para que el mismo se mantenga con pH cercano a 7.

El pH efluente del reactor cumple adecuadamente con la normativa de vertido y reuso de aguas residuales (pH entre 5 y 9).

La temperatura del agua influente y efluente del reactor se encuentran en rangos apropiados para su funcionamiento y para cumplir con la normativa vigente.

La alcalinidad del reactor no alcanza los 2000mg CaCO<sub>3</sub> recomendados para el funcionamiento adecuado del sistema.

La concentración de calcio en el reactor es muy baja en comparación con la DQO influente.

Las concentraciones de nutrientes en el lodo son adecuadas pero el fósforo está muy cercano al límite y podría bajar debido a la pérdida de biomasa.

Los ácidos grasos volátiles del efluente están superando los valores permisibles (8meq/l) lo que indica una alcalinidad baja.

Los sólidos sedimentables en el efluente son muy elevados debido al lavado de lodos.

La DQO influente es muy alta con respecto a la cantidad de biomasa en el reactor.

El Índice volumétrico de lodos es muy alto y la Velocidad de sedimentación muy baja, lo que indica un lodo inmaduro con características intermedias de sedimentación.

La cantidad de biomasa disminuye con el lavado de lodos.

La actividad metanogénica es alta pero disminuye con la pérdida de la biomasa del reactor.



La operación del Reactor no es adecuada, ya que no se sigue al pie de la letra el instructivo de operación.

Los problemas de sólidos sedimentables pueden atribuirse a un lodo de mala calidad y sedimentabilidad.

El lodo no tiene resistencia mecánica, por lo que es arrastrado fuera del reactor.

## RECOMENDACIONES

Construir dos sedimentadores secundarios cónicos de  $12\text{m}^3$  cada uno, funcionando en paralelo, cada sedimentador con un tiempo de retención hidráulica de 2h generará  $8.4\text{m}^3$  de lodo que deberán evacuarse cada 2h, esto puede realizarse desechando 1.2 l/seg de lodo generado en cada sedimentador

Aplicar medio saco de 20kg de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  (415 g/h) durante el primer mes de arranque del reactor, durante el resto de la cosecha un cuarto de saco (200g/h) y 1 saco de 20kg de  $\text{Ca}(\text{OH})_2$  /día (830g/h) durante el pico de cosecha .

Capacitar a los operadores del Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente sobre todos los parámetros de operación y control, no solamente sobre el protocolo a seguir, sino, de su importancia en el desempeño del reactor.

Un arranque de mayor duración, con aumentos de carga pequeños entre 3 - 15%, para evitar sobrecargas que produzcan arrastre de lodos.

Hacer análisis de nutrientes antes y durante la cosecha, pues los nutrientes podrían disminuir (los datos que se presentan son de la concentración en el reactor antes de arrancar), además el fósforo está muy cerca del límite, en caso de que se reporten concentraciones inferiores a las recomendadas se deberá aplicar fertilizante al reactor; se recomienda dosificar 280 g P/día y 1500g de N durante 60 días y tratar de coordinar los análisis a partir de los primeros 15 días después de la primera aplicación.

## **BIBLIOGRAFÍA**

- Acuña, F. 2002. Evaluación del Sistema de Tratamiento de Aguas residuales de café en el Beneficio de Coopronaranja R.L. Informe del trabajo de graduación para optar por el grado de Bachiller en Ingeniería en Biotecnología. Cartago, CR. Instituto tecnológico de Costa Rica. 52p.
- Alpizar, K. et al. 2000. Las Tecnologías Limpias en la Industria del Café: Beneficio San Antonio. Cartago, CR. 41p.
- Capacitación para técnicos del ICAFE. 2000. Reactores Anaerobios (Biodigestores). Para el tratamiento de las aguas residuales del café. Rodríguez, A y Rojas, V. Heredia, CR. ICAFE.12p.
- Deloya, A. 1989. Evaluación del sistema de tratamiento de aguas residuales del Instituto Tecnológico de Costa Rica. Cartago, CR. Editorial Tecnológica. 40p.
- De Smedt, M; Van Ermen, S. y Koning, J. 2002. Influence of particulate matter on UASB reactor performance: pilot and full scale studies. (En línea). Wespelaar, BE. Consultado el 14/12/02. Disponible en: [www.scientecmatrix.com/segher/tecma/scientecmatrix.nfs](http://www.scientecmatrix.com/segher/tecma/scientecmatrix.nfs)
- Educational Engineering. 2002. Manual Planta Piloto de Tratamiento de Digestión Anaeróbica. CH. s.p.
- Field, J. 2002. Anaerobic granular sludge bed reactor technology. (En línea) Disponible en : <http://www.uasb.org/discover/agsb.htm>
- García, J. 1996. Waterlink. Aero-Mod® y... un poquito acerca de las aguas residuales. Kansas, US. Biological Wastewater Systems Division. 197p.
- IHI. Ishikawajima- Harima Heavy Industries Co., Ltd. 2002. IHI-UASB System. (En línea). Tokio JP. Consultado 4/12/02. Disponible en : <http://www.ihico.jp>

- Lizano, M. 2000 Evaluación de reactores anaerobios de flujo ascendente en los beneficios de café del cantón de Naranjo. Informe del trabajo de graduación para obtener el grado de Licenciado en Ingeniería Civil. San José, CR. Universidad de Costa Rica.
- Mansur, M. 2002. Tratamiento de aguas residuales en reactores anaeróbicos de flujo ascendente, en manto de lodos. (En línea) CEPIS. Hojas de divulgación técnica. Consultado el 29/07/2002. Disponible en: <http://www.cepis.ops-oms.org/eswww/proyecto/repidis/publica/hdt/hdt27/hdt027.html>
- Ministerio de Salud. 1973. Manual de Laboratorio para Técnicos Sanitarios. Empresa Obras Sanitarias de La Nación. 227p.
- Ministerio de Salud. 1999. Compendio de cuatro reglamentos: Reglamento para la calidad del agua potable. Reglamento sobre manejo de piscinas. Reglamento sobre vertido y reuso de aguas residuales. Reglamento sobre rellenos sanitarios. San José, CR., Ministerio de Salud de Costa Rica. 90p.
- Monografías.com Proyecto del café. 2002. (En línea). Consultado el 27/11/2002. Disponible en: [www.monografias.com/trabajos6/proca/proca.shtml](http://www.monografias.com/trabajos6/proca/proca.shtml)
- Rittmann, B.E. y McCarty P.L. 2001. Biotecnología del medio ambiente. Principios y aplicaciones. Traducido por: Fernando Garralda de Roda. ES. McGraw-Hill. p245.
- Sosa, R. Chao, R. y Del Río, J. s.f. Aspectos bioquímicos y tecnológicos del tratamiento de residuales agrícolas con producción de biogás. Instituto de Investigaciones Porcinas Ciudad de la Habana, CU. Disponible en: <http://www.sian.info.ve/porcinos/publicaciones>
- Seminario dado en la Universidad Nacional de Costa Rica. 1990. Planta de Tratamiento de Aguas Residuales. Heredia, CR. Universidad Nacional. 9p.

- Wasser, R. 1995. Instituto del Café de Costa Rica. Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales de Café. Diseño de sistemas. Heredia, CR. ICAFE. 57p.
- Wasser, R. 1996. Planta de Tratamiento de Aguas Residuales de Café. Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente. Manual de Laboratorio Coopronaranja R.L. 106p.
- Winkler, M.A. 1999. Tratamiento Biológico de Aguas Residuales. Trad. CA García. Balderas, MX. Editorial LIMUSA. 338p.

## ANEXOS

### Anexo 1: Métodos de análisis.

DQO. Método colorimétrico.

Pasos:

Tomar 50ml del influente y del efluente cada media hora al menos durante 4 horas.

Homogenizar la muestra.

Agregar 0.5 ml de muestra para el caso del efluente y 0.5 ml de muestra diluída (debido a que se espera una lectura mucho mayor a la capacidad del colorímetro: 1500 mg/l) en caso del agua del influente al vial con solución digestora (identificar adecuadamente el vial: 1 para entrada y 2 para salida).

Calentar en un digestor por 120 minutos.

Dejar enfriar hasta alcanzar una temperatura ambiente (no se debe enfriar con agua o algún otro medio que acelere el enfriamiento porque al utilizarse el vial como celda, este enfriamiento puede dañar su estructura y afectar la medición en el colorímetro)

Realizar la medición en el colorímetro, colocando primero un blanco (curva establecida) y posteriormente la muestra digerida.

### ALCALINIDAD

Tomar 25 ml del efluente del reactor, medir el pH.

Anotar el volumen de HCl presente en la bureta ( $V_i$ )

Titular con HCl (anotar la normalidad) hasta alcanzar un pH de 3.

Anotar el volumen de HCl necesario para alcanzar ese pH ( $V_f$ ).

Hacer la resta de  $V_f - V_i = V_c$ .

Multiplicar el  $V_c \cdot \text{Normalidad del ácido} \cdot 40 = \text{meq/L}$

### ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV).

1. Una vez que se calcula la alcalinidad, se toma esa misma muestra y se calienta en una plantilla eléctrica hasta ebullición (colocar perlas de ebullición). Debe permanecer tres minutos aproximadamente en ebullición para eliminar los gases presentes en la muestra especialmente  $\text{CO}_2$ .

2. Se deja enfriar a temperatura ambiente.

3. Se anota el volumen de NaOH contenido en la bureta. ( $V_i$ )

4. Se titula la muestra con NaOH (anotar la normalidad) hasta alcanzar un pH de 7 (neutro).

5. Anotar el volumen de NaOH necesario para alcanzar ese pH ( $V_f$ ).

6. Se hace la resta de  $V_f - V_i = V_c$ .

7. Se multiplica el  $V_c \cdot \text{Normalidad de la base} \cdot 40 = \text{meq/L}$

## SÓLIDOS SEDIMENTABLES

Se toma una muestra del agua de entrada y otra de salida, se agita para homogenizar y se coloca 1 L de agua residual en el cono Imhoff, se deja sedimentar durante 45 minutos, se raspa suavemente el líquido contenido en el cono con un agitador para que se desprendan y sedimenten los sólidos de la pared del recipiente, se deja sedimentar durante 15 minutos más, y se lee directamente la cantidad en ml/l.

## VELOCIDAD DE SEDIMENTACIÓN

En una probeta de 1L, se coloca una muestra de agua tomada a una profundidad de 1.9m, se deja sedimentar 5min y se mide en cm los sólidos del fondo.

La velocidad de sedimentación se calcula:

$$V_s = \frac{\text{cantidad de lodo}}{\text{tiempo de sedimentación}} ;$$

se reporta en m/h.

## IVL

A la misma muestra utilizada para determinar la velocidad de sedimentación, obtenida a 1.9m de profundidad se determina los sólidos sedimentables en 30 minutos y los sólidos suspendidos totales

El índice volumétrico de lodos se calcula:

$$IVL = \frac{\% \text{ del volumen asentado después de 30 minutos}}{\% \text{ del contenido de los sólidos en suspensión}}$$

**Anexo 2:** Prueba de sedimentación del lodo agregando diferentes cantidades de cal.

Se disuelven 2g de cal en 1 litro del agua residual del reactor, en un cono Imhoff, se agita y se deja reposar por 15 minutos.

Después de este tiempo se mide sólidos sedimentables. Este proceso se realiza por duplicado y se repite doblando las cantidades de cal (4g, 8g, 16g...)

**Anexo 3:** Cálculos para determinar la concentración óptima de calcio en el reactor para una adecuada sedimentación.

- a. Las pruebas de laboratorio indican que por cada litro de agua residual alcalinizada se consumen 8g/l de  $\text{Ca(OH)}_2$ . con estos datos se calcula la cantidad de cal a dosificar de la siguiente manera:

$$8 \text{ g Ca(OH)}_2 / \text{L} * 204 \text{ m}^3/\text{día}^7 * 10^3 \text{ L} / \text{m}^3 * 1\text{kg}/10^3\text{g} = 1.6 \text{ kg Ca(OH)}_2$$

$$\approx 2\text{kg Ca(OH)}_2/\text{día} = 83 \text{ g/h}$$

- b. De acuerdo con De Smedt (2002), la concentración de calcio óptima para que el lodo alcance una buena granulometría, con resistencia mecánica y por ende adecuada sedimentación, se puede calcular la concentración de calcio como se muestra a continuación:

$$0.3 \text{ g Ca}^{2+}/4.0 \text{ gDQO} * 4000\text{kg DQO}/\text{día}^8 = 300\text{kg Ca}^{2+}/\text{día}$$

Como el agua residual trae en promedio 404 g  $\text{Ca}^{2+}/\text{día}$  que corresponde a 82 kg  $\text{Ca(OH)}_2$  se tiene que la cantidad de calcio por día necesaria será igual a:

$$300-82 = 218 \text{ kg Ca(OH)}_2/\text{día} * 1\text{saco}/20\text{kg} \approx 11 \text{ sacos} / \text{día}$$

Considerando ambos criterios se recomienda aplicar medio saco de 20kg de  $\text{Ca(OH)}_2$  (415 g/h) durante el primer mes de arranque del reactor, durante el resto de la cosecha un cuarto de saco (200g/h) y 1 saco de 20kg de  $\text{Ca(OH)}_2$  /día (830g/h) durante el pico de cosecha .

Considerando los dos criterios y que el agua que entra al Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente está alcalinizada y que posee un pH cercano a 7, es

---

<sup>7</sup> Carga hidráulica máxima aplicada al reactor anaerobio de flujo ascendente

<sup>8</sup> Carga orgánica máxima aplicada al reactor anaerobio de flujo ascendente



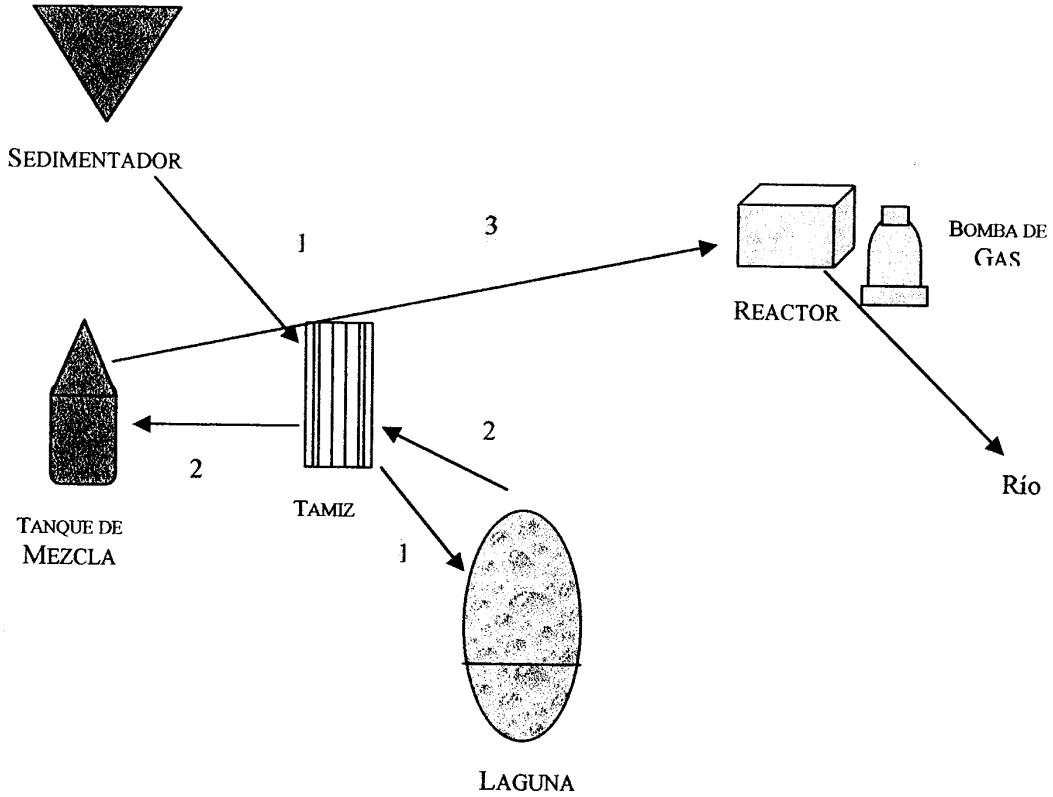
que se recomiendan las aplicaciones anteriores, puesto que dentro del sistema el equilibrio varía y el calcio que entra como hidróxido se convierte en carbonatos y bicarbonatos

**Anexo 4: Cantidad de cal a aplicar en el reactor según la DQO del influente**

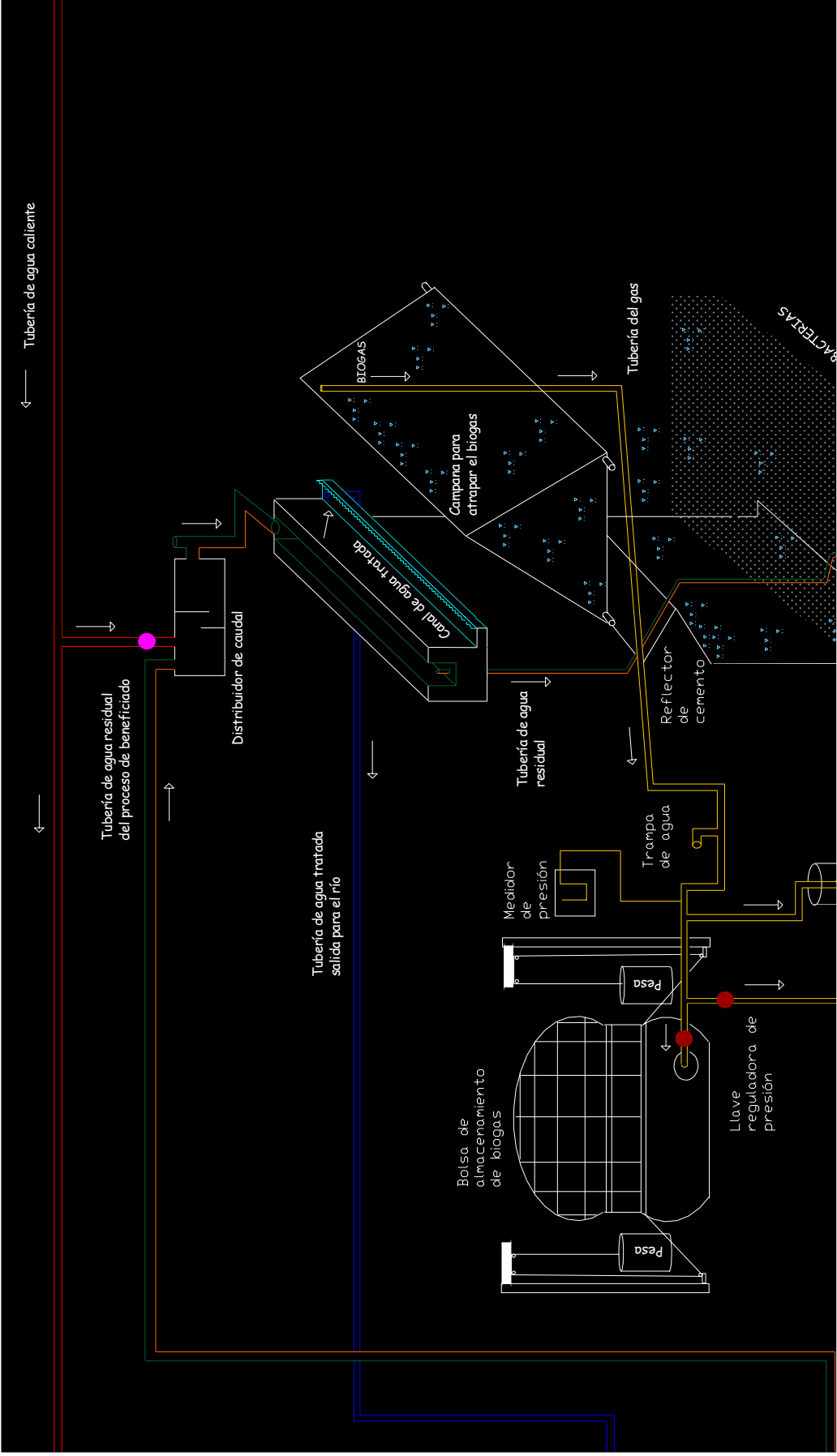
DQO (mg/l)		Cantidad de cal (mg/l)
0	1500	115
1500	3000	231
3000	4500	346
4500	6000	462
6000	7500	577
7500	9000	692
9000	10500	808
10500	12000	923
12000	13500	1038
13500	15000	1154
15000	16500	1269
16500	18000	1385
18000	19500	1500
19500	21000	1615
21000	22500	1731
22500	24000	1846
24000	25500	1962
25500	27000	2077
27000	28500	2192
28500	30000	2308
30000	31500	2423
31500	33000	2538
33000	34500	2654
34500	36000	2769
36000	37500	2885
37500	39000	3000
39000	40500	3115
40500	42000	3231
42000	43500	3346
43500	45000	3462
45000	46500	3577
46500	48000	3692

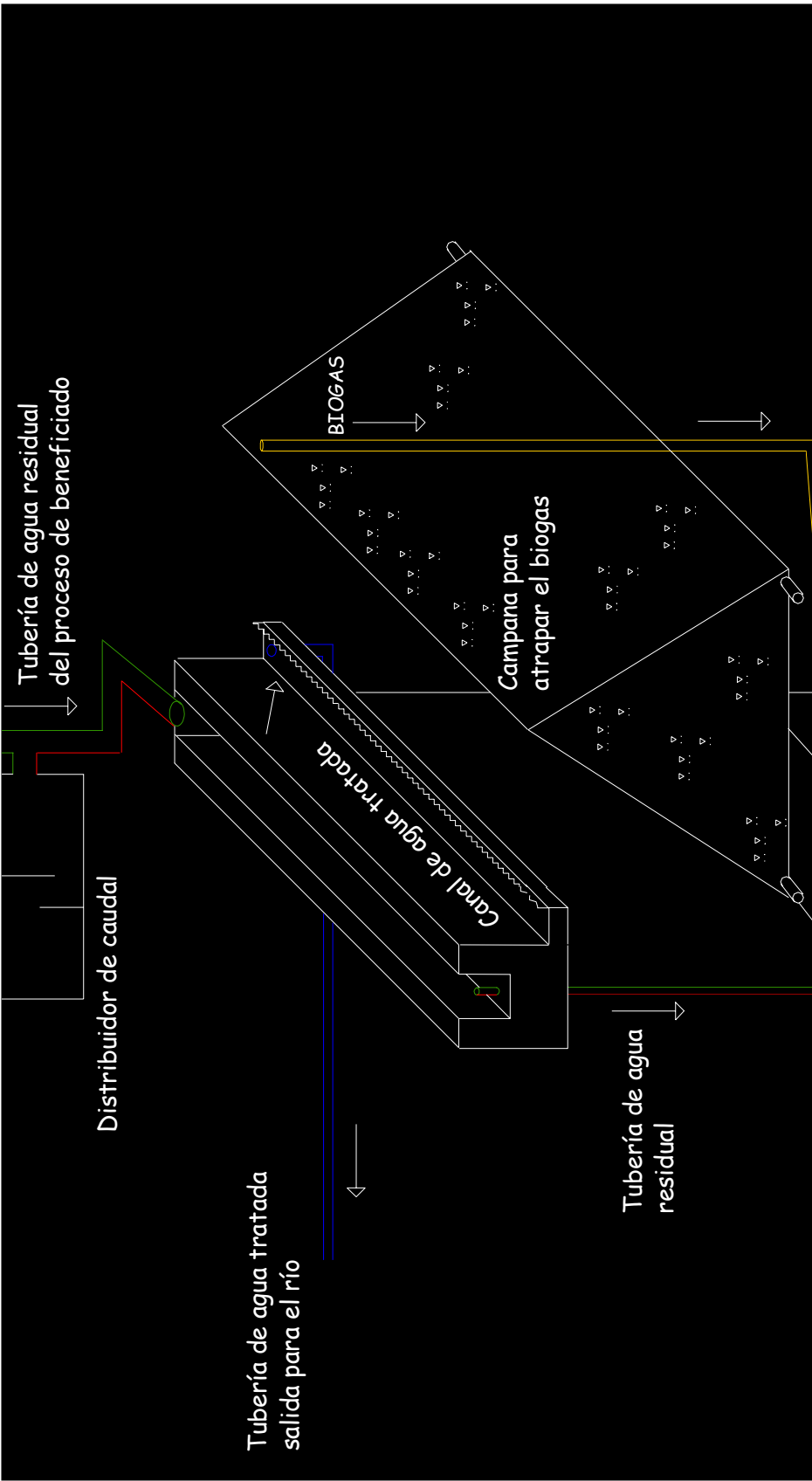
**Anexo 5:** Esquemas del sistema de tratamiento del beneficio de café de Coopronaranja R.L.

Esquema del recorrido del agua residual



Franger Acuña Acuña





## Anexo 6: Concentración óptima de nutrientes para el sistema

De acuerdo con Wasser (1995), las concentraciones de nutrientes, específicamente de nitrógeno y fósforo afectan la eficiencia del Reactor anaerobio de flujo Ascendente, a continuación se presentan las concentraciones recomendadas:

Nutriente	Concentración recomendada (g/m <sup>3</sup> )	Concentración en el sistema (g/m <sup>3</sup> )
Nitrógeno	57.2	2600
Fósforo	11.6	15.5

La concentración de nitrógeno presente en el reactores calcula de la siguiente manera:

$$\begin{array}{rcl}
 0.43 \% \text{ m/m} = 43\text{g N/kg lodo} & & \\
 \underline{43 \text{ g N}} \quad * \quad \underline{60 \text{ kg lodo}^{(1)}} = & & 2580 \text{ g N/m}^3 = 2.6\text{kg N/m}^3 \\
 1 \text{ kg lodo} & & 1 \text{ m}^3
 \end{array}$$

Los cálculos para determinar la concentración óptima recomendada son los siguientes:

$$\begin{array}{rcl}
 14.3 \text{ g N/kg DQO} & & \\
 14.3 \text{ g N/m}^3 \longrightarrow & 1 \text{ kg DQO/m}^3 & \\
 X \text{ g N/m}^3 \longrightarrow & 4 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ }^{(2)} & \\
 X = 57.2 \text{ g N/ m}^3 & & 
 \end{array}$$

Los siguientes son los cálculos realizados para determinar la concentración de fósforo, primero la presente en el reactor:

$$\begin{array}{rcl}
 257.6 \text{ mg P} \quad * \quad \underline{60 \text{ kg lodo}^{(1)}} = & & 15456 \text{ mg P/m}^3 = 15.5\text{g P/m}^3 \\
 1 \text{ kg lodo} & & 1 \text{ m}^3
 \end{array}$$

Concentración óptima recomendada:

2.9 g P/kg DQO

$$\begin{array}{rcl}
 2.9 \text{ g N/m}^3 \longrightarrow & 1 \text{ kg DQO/m}^3 & \\
 X \text{ g N/m}^3 \longrightarrow & 4 \text{ kg DQO/m}^3 \text{ }^{(2)} & \\
 X = 11.6 \text{ g N/ m}^3 & & 
 \end{array}$$

(1) Concentración promedio de biomasa dentro del reactor.

(2) Máxima carga orgánica volumétrica aplicada al sistema dentro del periodo en estudio.

**Anexo 7.** Cálculos para determinar la capacidad de un posible sedimentador secundario.

$$0.350 \text{ L lodo/1L AR} * 12000 \text{ L AR/1h} * 1\text{m}^3/10^3 \text{ L} = 4.2 \text{ m}^3 \text{ lodo generado /h}$$

$$\text{Tr sed.} = 4.2\text{m}^3/\text{h} * 2 \text{ h} = 8.4 \text{ m}^3 \text{ de lodo a desechar}$$

$$8.4 \text{ m}^3/2\text{h} * 1\text{h}/3600 \text{ seg} * 10^3 \text{ L} /1\text{m}^3 = 1.2 \text{ L/seg.}$$

Se recomienda construir dos sedimentadores secundarios cónicos de  $12\text{m}^3$  cada uno, funcionando en paralelo, cada sedimentador con un tiempo de retención hidráulica de 2h generara  $8.4\text{m}^3$  de lodo que deberán evacuarse cada 2h, esto puede realizarse desecharo 1.2 l/seg de lodo generado en cada sedimentador

Figura X. volumen y altura de cada sedimentador

$$V = (\Pi r^2 h)/3$$

$$V = (3.14 * 1.5 * 5.5)/3 = 13 \text{ m}^3$$

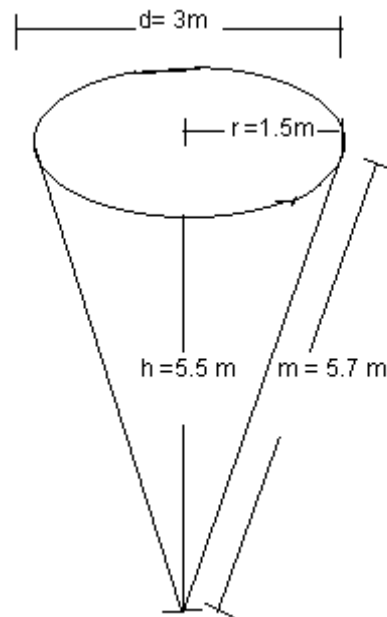
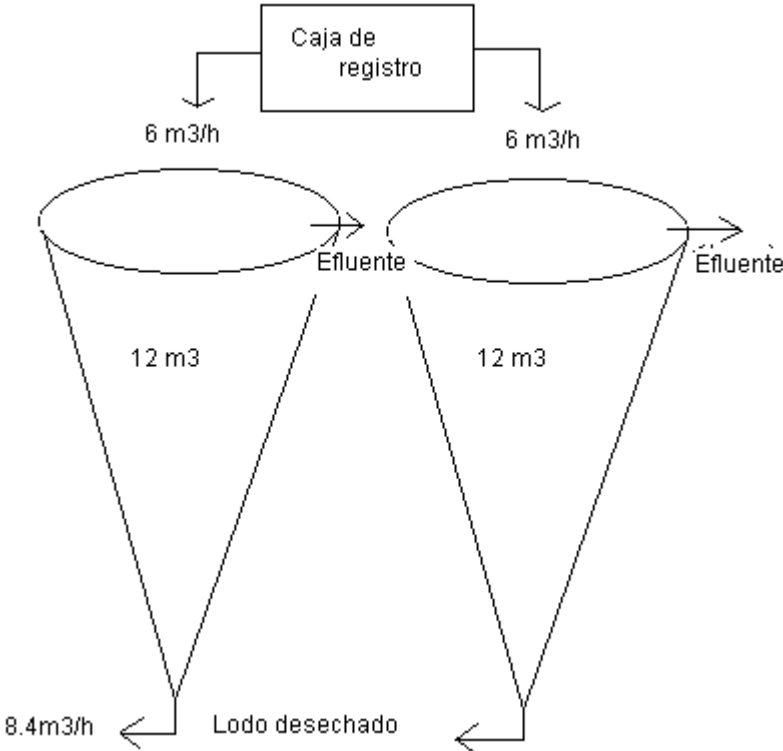


Figura X. Sedimentadores secundarios en paralelo.



**Anexo 8:** Instructivo de operación para el Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente en el beneficio de café de Coopronaranja R.L.



### Anexo 9: Cálculo del Tiempo de Retención Celular

$$\Theta = \frac{\text{kg microorganismos en el sistema}}{\text{Kg de microorganismos en el efluente}}$$

Kg de microorganismos en el sistema = 1641

Kg de microorganismos en el efluente =  $(CH \cdot SST^9) / 1000$

---

<sup>9</sup> sólidos suspendidos totales = 1200mg/l