

Instituto Tecnológico de Costa Rica

Escuela de Ingeniería Ambiental

**Evaluación de la operación y propuestas
de mejora del Reactor Anaerobio de Flujo
Ascendente del beneficio San Diego de
VOLCAFE S.A.**

*Informe del proyecto de graduación para optar por el grado de
Licenciatura en Ingeniería Ambiental*

Ana Lía Camacho Fidalgo

Cartago, 2012

**Evaluación de la operación y propuestas de mejora del
Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente del beneficio San
Diego de VOLCAFE S.A.**

Informe presentado a la Escuela de Ingeniería Ambiental del Instituto Tecnológico de Costa Rica por Ana Lía Camacho Fidalgo como requisito parcial para optar por el título de Licencianda en Ingeniería Ambiental.

Miembros del Tribunal.

Msc. Alma Deloya Martínez.

Profesora Guía.

Ing. Nidia Cruz Zúñiga

Lector.

Ing. Arael Pérez Fernández

Lector

Resumen

El sistema de tratamiento de aguas residuales del beneficio San Diego de VOLCAFE Costa Rica S.A., está constituido por un sedimentador, un tanque de almacenamiento, un tamiz, un Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA) y un sedimentador secundario.

Se evaluó la eficiencia del RAFA en términos de DQO, tiempo de retención hidráulica, carga orgánica e hidráulica, sólidos volátiles, así como en el control de algunos parámetros fisicoquímicos como pH, temperatura y sólidos sedimentables.

Los análisis fisicoquímicos se realizaron principalmente en el laboratorio del beneficio, en los caso de pruebas como cuantificación de sólidos suspendidos volátiles, en donde no se contaba con el equipo necesario en el beneficio para realizarse, se efectuaron en el laboratorio de aguas residuales del Instituto Tecnológico de Costa Rica.

Los resultados indicaron que el RAFA tuvo una eficiencia de remoción de DQO promedio del 78% a pesar de que se procesó menos cantidad de carga orgánica que la teórica establecida para el mismo. La causa principal detectada que afectó el sistema fue la contaminación por lodos de inóculos de años anteriores y el ingreso de material particulado en las aguas de poca biodegradabilidad anaerobia.

Palabras Claves: DQO, RAFA, tratamiento, café, aguas

Dedicatoria

*A Victor Manuel Camacho Moreno, mi querido abuelo
Parte de mi inspiración al igual que mi padre
Un hombre dedicado al campo de manera empírica.*

*Me enseña que no todo lo que se aprende está
en libros o en clases, sino en el arte de vivir y percatar el
entorno de lo que nos rodea.*

Ana Lía Camacho Fidalgo

Agradecimientos

Principalmente a Dios por darme la guía para realizar este trabajo de graduación.

A mi directora de tesis la profesora Msc. Alma Deloya M. por acogerme, por transmitirme su conocimiento y por todo el tiempo que invirtió en ayudarme.

A Edison de León, técnico de la planta de tratamiento de aguas del beneficio San Diego, por todo su conocimiento empírico de años de experiencia en el manejo de aguas residuales de café, por todos los análisis físico-químicos que me proporcionó, su mente abierta a nuevas ideas y compañero de experimentos para algunas de las propuestas de la presente tesis.

Al señor Claudio Esquivel, gerente del beneficio San Diego, por dejarme entrar al beneficio San Diego como un integrante más de la planta.

Al ingeniero Mario Céspedes por su colaboración al proporcionarme datos del beneficio San Diego y su atención para atenderme.

Al personal en general del beneficio San Diego de VOLCAFE DE COSTA RICA S.A. por su hospitalidad.

A todos los profesores de la escuela de química e ingeniería ambiental que me atendieron dudas o estuvieron dispuestos a escucharme.

A la ingeniera Nidia Cruz Zúñiga y Arael Pérez Fernández por su colaboración como lectores y por su ayuda.

Y finalmente gracias a mi familia por quererme, apoyarme y soportarme mi estrés durante la elaboración de este proyecto.

Índice

Resumen.....	iii
Agradecimientos	v
Terminología.....	ix
Justificación	x
Objetivo General.....	xi
Objetivos Específicos.....	xi
Introducción	1
Descripción de la empresa	2
Descripción del sistema de Tratamiento de aguas residuales	3
Marco Teórico.....	6
Tratamiento por Digestión Anaerobia.....	6
Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA o UASB en sus siglas en inglés)	8
Condiciones Aptas de operación para un RAFA	9
Condiciones que afectan un RAFA.....	13
Metodología	15
Arranque.....	17
Resultados	19
Discusión de resultados.....	36

Arranque del reactor anaerobio de flujo ascendente.....	36
Análisis de demanda química de oxígeno.....	37
pH.....	39
Alcalinidad y ácidos grasos volátiles	40
Temperatura	41
Sólidos sedimentables, velocidad ascensional y velocidad de sedimentación.....	41
Tiempo de retención hidráulica.....	42
Prueba de actividad metanogénica específica.....	43
Observaciones al Diseño del reactor anaerobio de flujo ascendente	44
Pruebas preliminares para el pre-tratamiento del mucílago para antes de ingresar al reactor anaerobio de flujo ascendente.....	45
Uso de cal para el tratamiento químico del mucílago.....	45
Uso de <i>saccharomyces cerevisiae</i> para el tratamiento biológico del mucílago	45
Conclusiones	47
Recomendaciones.....	49
Propuestas de mejora	51
Propuestas a corto plazo.....	51
Mejoramiento del sistema de pre-tratamiento	51
Regulador de caudal para tanque de distribución.....	53

Puntos de muestreo de lodos	54
Propuestas a mediano plazo.....	54
Separador de líquidos-sólidos para residuos sólidos del tamiz instalado antes de la entrada al reactor anaerobio de flujo ascendente	55
Propuestas a largo plazo	56
Bibliografía	58
Anexos	62
ANEXO 1. Proceso de beneficiado.....	63
ANEXO 2:.....	65
Anexo 3: Fotografías de las pruebas preliminares de tratamiento de mucílago con Saccharomyces Cerevisiae.....	66
ANEXO 4 Técnicas de análisis.....	67
Anexo 5: Registro Fotográfico.....	68
ANEXO 6. Diseños propuestos en el apartado propuestas de mejora	71

Terminología

AGV's: Ácidos grasos volátiles

DBO: Demanda Bioquímica de Oxígeno

Chancada: nombre que se le da al proceso de despulpado del café

CO: Carga Orgánica

DQO: Demanda Química de Oxígeno

IVL: índice volumétrico de lodos

Meq/l: medida química equivalente sobre litros

Mo: microorganismos

MO: Materia Orgánica

OD: Oxígeno Disuelto

Prueba AME: Prueba de actividad metanogénica.

SSed: Sólidos Sedimentables

SSV: Sólidos suspendidos volátiles

TRH: Tiempo de retención hidráulica

Vs: velocidad de sedimentación

Justificación

Cada vez más se aumenta la presión que ejerce la legislación para que las empresas contaminen menos al ambiente. Los reglamentos de vertidos de aguas residuales a efluentes, en el país, se vuelven más estrictos con el paso de los años, el caso del máximo permisible de DQO para los beneficio de café que pasa de 1500mg/l de DQO a 1400mg/l DQO en solo 10 años. Esta situación conlleva a que las empresas instalen sistemas de depuración al final de sus procesos que les ayude a cumplir con las normativas del país.

Actualmente el reglamento que rige las descargas de aguas residuales, exige a los beneficiadores de café verter con una calidad de agua que no supere los 1400mg/l DQO (MINAE, 2007), diez años antes de publicarse esta reforma para este mismo parámetro se permitía una descarga de 1500mg/l DQO para beneficios de café (MINAE, 1997). Esta disminución en el límite permisible de descarga es necesario para garantizar que el ambiente pueda soportar la contaminación y que la salud de las personas no se vea afectada negativamente, sin embargo para las empresas esta situación es una llamada de atención para que realicen sus procesos de manera más ordenada, eficiente y menos contaminante para evitar ser sancionados por la legislación.

En el caso de los beneficios de café se dio una alerta sobre la contaminación que su proceso generaba al ambiente, debido a que gran la mayoría de estas instalaciones en el país poseen un sector con el sistema de beneficiado húmedo, y por esta razón se han instalados sistemas de depuración como lagunas anaerobias, filtros anaerobios de flujo ascendente (FAFA) y reactores anaerobios de flujo ascendente(RAFA). Este es el caso del beneficio en análisis que posee un RAFA.

Los RAFA son sistemas que se han resultado ser muy eficientes en la descontaminación de las aguas residuales del café, por su reciente implementación en los beneficios del país, es importante evaluar algunos aspectos que puedan contribuir en el mejoramiento de este sistema (Acuña Acuña, 2002). Pues entre mayor información se tenga sobre el funcionamiento de estos sistemas en los beneficios de café, como factores que afecten, condiciones que propician un funcionamiento óptimo, detalles de mejora de diseño o complementos de tratamiento previo necesarios, se va a lograr una retroalimentación que permita que las dificultades actuales sean corregidas en un futuro.

Objetivo General

- ✓ Contribuir a la optimización del funcionamiento y operación del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE para mejorar la calidad ambiental de esta planta y sus alrededores.

Objetivos Específicos

- ✓ Determinar las condiciones que permiten un funcionamiento y operación óptimos para el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio VOLCAFE San Diego S.A.
- ✓ Determinar los factores que afectan el buen funcionamiento del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio VOLCAFE San Diego S.A.
- ✓ Establecer acciones que mejoren el funcionamiento y operación del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio VOLCAFE San Diego S.A.

Introducción

En Costa Rica el beneficiado del café lleva incluido el proceso del beneficiado húmedo, proceso en el cual el uso de grandes cantidades de agua es necesario. Este proceso genera los llamados café suaves lavados, que gozan de merecido prestigio en los más refinados mercados europeos y americanos, en contraposición con los cafés duros o agrios que provienen del proceso por vía seca (Cleves Serrano, 1998).

Sin embargo, el uso del recurso hídrico para el beneficiado es el causante de grandes cantidades de aguas residuales al final de estos procesos que deben cumplir con las normativas del país para su vertido, las que cada vez son más estrictas.

La Organización de Beneficios VOLCAFE está comprometido en su política de calidad y ambiente a prevenir la contaminación estableciendo controles que mitiguen los impactos ambientales, derivados de las actividades de proceso de beneficiado, cumpliendo con los requisitos legales aplicables a la organización.

En caso de San Diego VOLCAFE el interés para mejorar el sistema de tratamiento de las aguas residuales está ligado al elevado costo económico que se debe realizar cada año en garantizar que su proceso no afecte la comunidad que le rodea, este valor se ve incrementado cada temporada por lo que se anda en búsqueda de un mejoramiento del sistema existente o diseñar otra opción para cumplir dichas expectativas a menor costo.

Descripción de la empresa

VOLCAFE San Diego es una planta de beneficiado de café, que transforma el café cereza a café oro, queda ubicada en el distrito de San Rafael Arriba del cantón de Desamparados, San José. El beneficio San Diego recibe fruta de Tarrazu, León Cortes y Cartago, café clasificado como Strictly Hard Bean(S.H.B), caracterizada por tener dureza física, fisura cerrada (característico de los Hard Bean) y en taza tiene alta acidez, buen cuerpo y aroma (Cleves Serrano, 1998).

VOLCAFE de Costa Rica S.A. está consolidada actualmente dentro del sector cafetalero en Costa Rica, dado que es el primer grupo beneficiador del grano, procesando más del 13% de la cosecha nacional, y a nivel de comercialización internacional, pues efectúa un 37% de las operaciones comercializadoras a través de CAFÉ CAPRIS S.A. que es el principal exportador de café de Costa Rica. (Fuente: VOLCAFE).

Descripción del sistema de Tratamiento de aguas residuales

El sistema consiste en un sedimentador primario, tanque pulmón o de mezcla, reactor anaerobio de flujo ascendente y un sedimentador secundario. El sedimentador primario lo conforma un sistema de cuatro compartimientos en serie de cuatro metros de largo por tres y medio metros de ancho y un metro y setenta-dos centímetros de profundidad.

Luego del lapso de sedimentación el agua es transportada por bomba hasta el tanque de mezcla o pulmón, este está conformado por 3 secciones en serie conectadas por compuertas en el fondo, además posee pantallas en la parte superior de su estructura en cada una de las secciones.

Luego es succionado por una bomba que permite transportar el agua a un tamiz en donde se separan las impurezas sólidas del sustrato. De allí pasan a un tanque de alimentación, este posee una llave de paso que permite regular el caudal que va a entrar al reactor.

Seguidamente el agua residual pasa por el vertedero de entrada al tanque de entrada, donde es diluida con el tanque de salida. Luego una bomba conduce el agua a través del intercambiador de calor, donde se le aumenta la temperatura, antes de entrar al distribuidor de caudales.

El reactor está compuesto por 3 módulos de 250 m³, cada uno, para hacer un total de 750m³. Tanto como el módulo 1 y 2 están conectados en el fondo, sin embargo funcionan de manera paralela, mientras que el módulo 3 es completamente independiente, esto se debe a que el módulo 3 fue construido posteriormente a los otros dos como una ampliación al sistema de tratamiento. Por eso se pueden apreciar diferencias entre los módulos como por ejemplo, sistema de vertedero metálico en lugar de concreto, mayor cantidad de tubos de distribución (el módulo 3 cuenta con 46 tubos de distribución, mientras que los módulos 1 y 2 cuentan 23 cada uno).

El efluente del reactor sale separadamente según su módulo en un canal donde pasa un vertedero rectangular y desemboca en el tanque de salida, donde parte del agua es recirculada y el resto es vertido a un tanque de almacenamiento donde posteriormente es bombeada hasta el sedimentador secundario y luego es vertida al río.

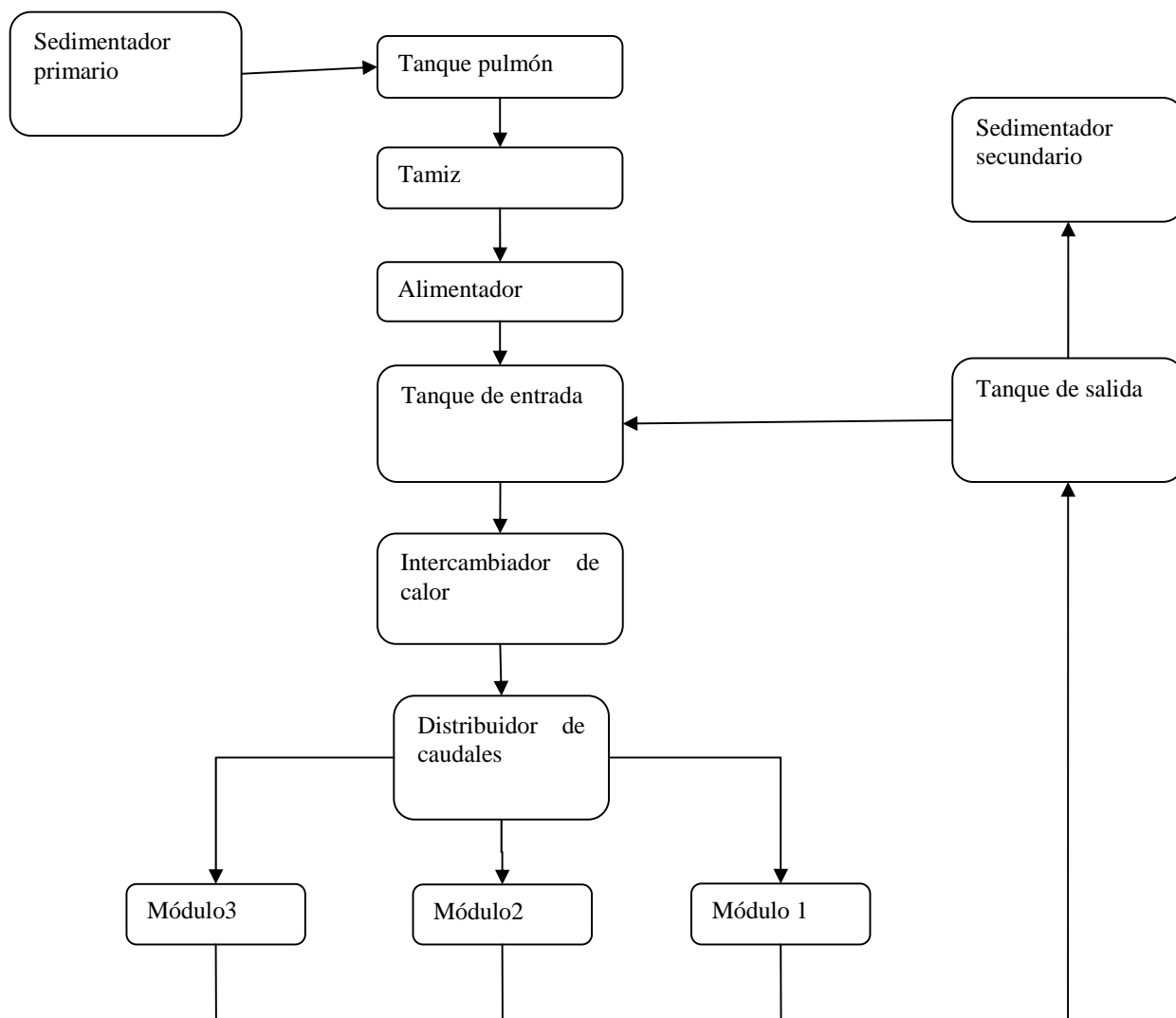


Ilustración 1 Diagrama del Sistema de Tratamiento de aguas evaluado: VOLCAFE San Diego

El sistema de tratamiento de aguas que se describe fue modificado durante el proceso de estudio cuando se ingresó el tamiz, de ahí en fuera no hubieron más cambios. Se puede apreciar a continuación los parámetros de diseño y composición del sistema de tratamiento del

beneficio San Diego, estos son los proporcionados funcionarios del beneficio San Diego y el manual de usuario del reactor anaerobio de flujo ascendente:

- Capacidad del beneficio (café secado): 1200 fanegas/día,
- Consumo de agua: 0.6 m³/fanega
- Contaminación: 7.8-8.5 Kg/fanega
- Capacidad del sistema de tratamiento: 7500 Kg DQO/día
- Volumen del reactor: 750 m³
- Producción máxima de biogás: 1500m³/día

Las condiciones presentadas en el sistema durante la muestra fueron las siguientes:

- Café procesado máximo (húmedo): 2191,25 fanegas/día,
- Consumo de agua promedio: 0.4 m³/fanega
- Contaminación promedio y máximo: 3,9Kg/fanega y 8,31Kg/fanega
- máxima hasta tiempo de medición: 4378 Kg DQO/día
- Volumen del reactor: 750 m³
- Producción máxima de biogás: 0,02 Kg DQO/Kg SSV por prueba AME.

Es importante mencionar que el tamiz empezó a ser parte del sistema, debido a las acciones proactivas de los encargados del beneficio San Diego a las recomendaciones realizadas durante la evaluación del sistema, hasta mediados del mes de diciembre 2011, pues antes de su instalación había ingreso de los componentes sólidos del gel del café que no sedimentaban en las pilas primarias de sedimentación del sistema.

Marco Teórico

Los tratamientos para aguas residuales se pueden clasificar en: físicos, químicos y biológicos (Tchobanoglous, y otros, 2003). Los dos primeros se caracterizan por aprovechar procesos químicos y físicos como la adición de químicos u oxígeno, la utilización de sistemas de filtración, sedimentación, entre otros. Los tratamientos biológicos se fundamentan en el principio de que los microorganismos se alimentan de la materia orgánica soluble y coloidal presentes en el agua residual, degradándola a sustancias más simples y estables que ya no contaminan.

Tratamiento por Digestión Anaerobia

La digestión anaerobia conforma parte de los tratamientos biológicos. Es un proceso en el cual, parte de la materia orgánica contenida en el agua residual es convertida o degradada en gas, principalmente metano y dióxido de carbono, mediante la acción de un conjunto de microorganismos en ausencia de aceptores de electrones de carácter inorgánico (O_2, NO_3^-, SO_4^-) (Martí Ortega, 2006), como el oxígeno. Al ser la digestión anaerobia un tratamiento microbiológico es muy complejo, debido a que involucra la interacción de diferentes especies microbianas y lleva a cabo gran número de reacciones bioquímicas de manera simultánea.

El proceso de descomposición anaerobia de la materia orgánica en el agua se divide en cuatro fases o procesos (Wasser, 1995):

- Hidrólisis
- Etapa fermentativa o acidogénica
- Etapa acetogénica
- Etapa metanogénica

ETAPA I. Hidrólisis: En esta fase la materia orgánica compleja (carbohidratos, proteínas, grasas, celulosa, etc) llamada polímeros es transformada por enzimas extracelulares producidas por los microorganismos acidogénicos o fermentativos hasta obtener compuestos

orgánicos solubles más simples, debido a que son demasiado grandes para penetrar la membrana celular y ser digeridos. Estos compuestos poliméricos son hidrolizados o degradados hasta monómeros tales como: azúcares, aminoácidos, ácidos grasos orgánicos de cadena larga y ésteres, los que atraviesan fácilmente la membrana celular de las bacterias fermentativas.

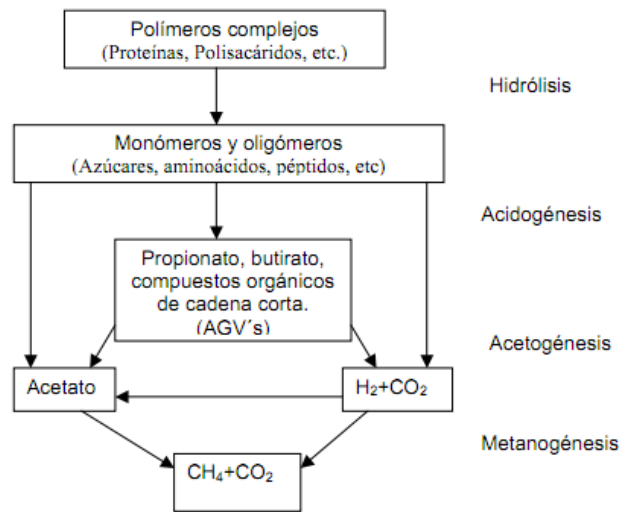


Figura 1. Etapas de descomposición del sustrato en un proceso anaerobio (Wasser, 1995)

ETAPA II. Acidogénesis: Las bacterias fermentativas metabolizan dentro de la célula los monómeros creados en la hidrólisis para dar lugar a ácidos grasos de cadena corta, alcoholes, hidrógeno, dióxido de carbono y otros productos intermedios. Generalmente, solo una pequeña cantidad de la energía potencial en la materia orgánica es utilizada para la fermentación. En el caso de las lagunas de oxidación de las aguas residuales agroindustriales (por ejemplo, aguas de café), los productos principales de la fermentación son los ácidos grasos (ácido acético, ácido propiónico y ácido butírico). El resultado total de la fermentación es la conversión de sustratos neutros, tales como azúcares y aminoácidos en ácidos orgánicos relativamente fuertes.

ETAPA III. Acetogénesis: Los productos de la fermentación no son sustratos directos de las bacterias metanogénicas. En esta etapa aparecen las bacterias acetogénicas que toman estos compuestos y los introducen a sus células, oxidándolos anaeróbicamente hasta ácido acético y gas hidrógeno los cuales son excretados fuera de la célula. Por lo tanto una parte del ácido acético e hidrógeno producidos proviene de la acidogénesis y otra de la acetogénesis.

ETAPA IV. Metanogénesis: Es la parte final del proceso, aquí el ácido acético, el hidrógeno y el dióxido de carbono son tomados por las bacterias metanogénicas y metabolizados a metano (CH₄), que a su vez es excretado fuera de la célula.

Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente (RAFA o UASB en sus siglas en inglés)

Los reactores anaerobios de flujo ascendente (UASB por sus siglas en inglés) tienen su aparición en Holanda, 1980, presentado en un artículo por Lettinga et al. Como se muestra en la ilustración 1, el agua residual ingresa en la parte inferior del reactor, atraviesa un lecho de lodo, parte del agua tratada sale por canales hacia otro tratamiento y la otra fracción sale como gas que es recolectado en campanas para gas.

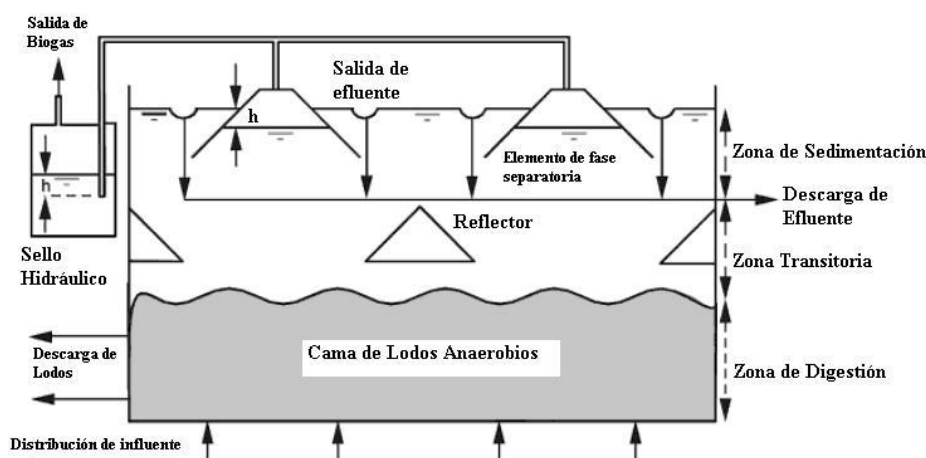


Figura 2 Diagrama de partes de un RAFA (modificado de Van Haandel, 2007)

Los UASB o RAFA (por sus siglas en español) son reactores de alta carga, pues soportan cargas de entre 3 000mg/l hasta 30 000mg/l (Tchobanoglous, y otros, 2003). Las ventajas principales de este tipo de sistema son: buena sedimentación, bajos tiempos de retención, altas concentraciones de biomasa degradadora (30.000-80.000 mg/l), buena separación de sólidos/líquidos y procesamiento de altas tasas de cargas. (Evren Ersahin, y otros, 2011).

Tabla 1 Ventajas y desventajas principales del reactor UASB

Ventajas	Desventajas
<ul style="list-style-type: none"> - Menor producción de lodo biológico. - Posibilidad de tratar desechos con alto contenido de materia orgánica. - Baja demanda de terreno. - Reducción de emisiones de metano debido a la recolección del gas. - Bajas emisiones de olor en caso operación óptima. - Bajo grado de mecanización. - Bajos costos operacionales. - No requiere de ningún tipo de soporte para la retención de biomasa. - Con un inóculo apropiado puede arrancar casi inmediatamente. - El lodo generado tiene muy buenas características de compactación y está ya parcialmente estabilizado. - Conserva los nutrientes en el efluente (N y P), punto atractivo en caso de reuso en riego. - Soporta períodos sin alimentación (semanas e inclusive meses). 	<ul style="list-style-type: none"> - No es efectivo para un tratamiento secundario completo, ya que remueve preferentemente compuestos orgánicos y sólidos suspendidos. - Se requiere de un postratamiento para remover en mayor grado la materia orgánica. - Arranque lento si no se cuenta con el inóculo adecuado. Como todo proceso biológico, es sensible a la temperatura del agua residual (inferior a 16 °C) y a cambios bruscos de pH fuera del intervalo de 6.5 a 7.5 - Dificultad en su control. - Emisiones de metano y olores en caso de inapropiada operación. - Inapropiada remoción de patógenos sin un apropiado post tratamiento. - Complejidad en el sistema de distribución. - El aguarestante contiene altas cantidad de amonio. - Puede requerir un tratamiento aeróbico posterior.

Condiciones Aptas de operación para un RAFA

Al funcionar los reactores UASB con microorganismos su funcionamiento se ve limitado a las condiciones en las que pueden sobrevivir y desarrollarse las bacterias que viven en él y que degradan la materia orgánica de manera anaerobia. Dentro del reactor se van a dar procesos químicos y fenómenos de competencia de los grupos bacterianos por el sustrato suministrado que no al no disponerse de una herramienta ágil que permita un conocimiento detallado de los procesos biológicos que ocurren dentro de los reactores, el arranque y operación de ellos se fundamenta principalmente por la práctica del ensayo y error, sin embargo la microbiología juega un papel fundamental, aportando elementos que permiten explicar las respuestas del sistema y evaluar la salud del reactor (Rodríguez).

La etapa en que está más susceptible este tipo de sistemas de tratamiento es durante el arranque, especialmente durante la fase de crecimiento de la biomasa anaeróbica activa (manto de lodos granulares). El reactor debe formar un lodo granular después de varias semanas de haber arrancado, estos gránulos consisten en comunidades densas de diferentes bacterias anaeróbicas encargadas de degradar la materia orgánica hasta convertirla en metano. Para tales

finés, la condición favorable es alimentar el reactor con importantes cantidades de lodos anaeróbicos antes de la puesta en operación del proceso y cultivar dicha semilla biológica en forma controlada, hasta alcanzar la cantidad y calidad requerida. (López, 2007).

El lodo granular está constituido por tres capas: la Capa Interna es el centro del gránulo y está conformada por bacilos metanogénicos (*Methanosaeta*); la Capa Media la conforman bacterias del mismo género *Methanosaeta* y bacterias acetogénicas; la Capa Externa contiene una diversidad de microorganismos e incluye, tanto organismos acidogénicos, como sulfato reductores y metanogénicos (Rodríguez).

La granulación del lodo se ve favorecida por aguas caracterizadas por contener altas cargas de carbohidratos y azúcares, con pH neutros, regímenes de alimentación continua (plug flow), una zona de una alta presión parcial de hidrógeno, una alimentación ilimitada de $\text{NH}_4\text{-N}$ (grupos nitritos- nitratos) y una cantidad limitada del amino ácido cisteína (Tchobanoglous, y otros, 2003).

El fin consiste en permitir la maduración de estos lodos para lograr una transformación paulatina del sustrato en pequeños gránulos anaeróbicos activados, de alto poder estabilizador. Cuidado especial deberá tenerse para lograr la maduración de lodos sin ocasionar su lavado, por lo que se deberá operar la planta de tratamiento con caudales menores a los de diseño durante el arranque. Por otro lado, se deberá controlar periódicamente el crecimiento del lodo y la producción de biogás, como indicadores de la actividad biológica. (López, 2007)

La carga de sustrato que se debe suministrar al reactor es medida como carga orgánica volumétrica que corresponde a unidades de $\text{DQO}/\text{m}^3\cdot\text{d}$, la cantidad apropiada para el sistema depende de la condición del lodo dentro del reactor, la temperatura y la calidad de sustrato con que se alimenta. De la forma como se cargue el reactor, depende la eficiencia del tratamiento y el tiempo de retención hidráulica (THR). (Wasser, 1995). En la tabla 4 se presentan los valores recomendados de carga orgánica dependiendo de la calidad del agua según su fracción particulada.

Tabla 2 Carga volumétrica de DQO recomendada para reactores UASB a 30°C reportados con eficiencia entre 85 a 95 por ciento de eficiencia de remoción de DQO. Traducido del inglés de: (Tchobanoglous, y otros, 2003)

DQO del agua residual, mg/l	Fracción como DQO particulado	Carga volumétrica, Kg DQO/m ³ *d		
		Lodo Floculento	Lodo granular con alta remoción de SST	Lodo granular con poca remoción de SST
1 000-2 000	0,10-0,30	2-4	2-4	8-12
	0,30-0,60	2-4	2-4	8-14
	0,60-1,00	na	na	na
2 000-6 000	0,10-0,30	3-5	3-5	12-18
	0,30-0,60	4-8	2-6	12-24
	0,60-1,00	4-8	2-6	na
6 000-9 000	0,10-0,30	4-6	4-6	15-20
	0,30-0,60	5-7	3-7	15-24
	0,60-1,00	6-8	3-8	na
9 000-18 000	0,10-0,30	5-8	4-6	15-24
	0,30-0,60	na	3-7	na
	0,60-1,00	na	3-7	na

La temperatura juega un papel importante en los sistemas anaerobios, el valor adecuado para las bacterias anaerobias en un reactor está en el intervalo de 25-35°C. (Tchobanoglous, y otros, 2003). Este parámetro es muy importante por su efecto en el desarrollo y actividad de las bacterias metanogénicas, en las reacciones químicas y velocidades de reacción, y en la posibilidad de reutilizar el agua (Deloya, 1989).

El Tiempo de Retención Hidráulica (TRH) es período de tiempo promedio que permanece el agua en el reactor, normalmente se utilizan días pero estudios recientes lo muestran en horas. Debe mantenerse en un rango entre 1 a 3 días, si es mayor de tres días, existe peligro de presentarse problemas con la mezcla en el reactor (Wasser, 1996). Este parámetro es muy importante ya que se puede controlar y prevenir el lavado de lodos del reactor (Wasser, 1995).

Tabla 3 Cargas orgánicas volumétricas recomendadas en función de la temperatura para sustratos de DQO soluble del 85 al 95 por ciento DQO removible. Con concentración promedio del lodo de 25g/L. Traducido de: (Tchobanoglous, y otros, 2003)

Temperatura	Carga volumétrica, Kg DQO/m ³ *d			
	Aguas residuales con AGVs		Aguas residuales sin AGVs	
	Rango	Típico	Rango	Típico
15	2-4	3	2-3	2
20	4-6	5	2-4	3
25	6-12	6	4-8	4
30	10-18	12	8-12	10
35	15-24	18	12-18	14
40	20-32	25	15-24	18

Tabla 4 Tiempos de retención hidráulica para tratamiento de aguas residuales domésticas crudas en un reactor UASB de 4m de altura. Traducido de: (Tchobanoglous, y otros, 2003)

Temperatura°C	TRH, en horas	TRH máximos para picos de entre 4 a 6 horas, en horas
16-19	10-14	7-9
22-26	7-9	5-7
>26	6-8	4-5

Otros parámetros que tienen relación directa con el funcionamiento del sistema, su control periódico permite observar el comportamiento del mismo (Deloya, 1989). Entre los parámetros que se deben monitorear se pueden citar:

AGV (Ácidos Grasos Volátiles): 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 deberían sobrepasar los 8 meq/l. (Wasser, 1996). Una concentración alta de AGV puede inhibir el desarrollo y actividad de las bacterias metanogénicas (Morales, 1979)

pH: acidez o basicidad del agua. Para el buen funcionamiento de un RAFA, debe encontrarse entre 6,3-7,5 ya que favorece la actividad de los microorganismos que se desarrollan en el ambiente del sistema (Wasser, 1996). El pH influye significativamente en los procesos de coagulación química, desinfección y ablandamiento entre otros (Deloya, 1989).

Sólidos Sedimentables (Ssed): concentración de las partículas en suspensión presentes en la muestra de agua. Según la norma, no deben sobrepasar 1 ml/L.

Sólidos Suspendidos Totales (SST): cantidad de materia seca que queda al evaporarse el agua de una muestra a 105°C en un horno (Wasser, 1996). Con este parámetro se evalúa el nivel de contaminación de las aguas residuales a tratar, también se utiliza para estimar los efectos de la contaminación en las corrientes receptoras (Deloya, 1989).

Sólidos Volátiles (SV): cantidad de materia orgánica presente en el lodo bacterial, determinado a 550°C en una mufla. Cuando la materia volátil en una muestra se quema, lo que queda en la cápsula corresponde a la materia inorgánica o mineral que no se volatiliza, también se llama ceniza (Wasser, 1996). Para arrancar un reactor, la fracción volátil debe ser mayor al 50%, mientras que para el buen funcionamiento de un reactor, debe encontrarse entre 70 y 120 Kg de SV/m³. (Wasser, 1996)

Eficiencia del Tratamiento: muestra el porcentaje de materia orgánica que se removió en el proceso. Para reactores que contengan aguas mieles de café, debe situarse en un intervalo del 75-85%. Una disminución de este parámetro está relacionada con una sobre carga de materia orgánica que inhiba el metabolismo de las bacterias para degradar el sustrato. La eficiencia también depende de la carga hidráulica y la temperatura. (Wasser, 1996). Internacionalmente una eficiencia del 80% para un RAFA es aceptable. (Cléves, 1995)

Alcalinidad: cantidad de iones hidroxilo (OH⁻) en las aguas residuales, los bicarbonatos, carbonatos y los iones hidroxilo son los principales causantes de la alcalinidad. El nivel de alcalinidad en distintos puntos de una planta, ayuda a una mejor interpretación de los procesos de tratamiento. (Deloya, 1989).

Condiciones que afectan un RAFA

Un reactor UASB puede ser afectado por condiciones de diseño, afectaciones por las características del agua, calidad y cantidad de biomasa, factores ambientales u operación. Normalmente son las características del agua las que afectan los reactores anaerobios cuando

están formando el lodo granular. Aguas con características como alta concentración de proteínas evitan un crecimiento granular y propician el lodo flocular (fluffy flocc), otros factores del agua que afectan la granulación del lodo son el pH, velocidad ascensional, falta de nutrientes, presencia de otros sólidos suspendidos dentro del lodo y grasas.



Figura 3 Condiciones que afectan un reactor anaerobio durante su arranque y operación. Fuente: (Rodríguez)

Las condiciones de diseño que puede afectar el reactor y debe tenerse en cuenta es la retención de lodo activo dentro del reactor y el contacto entre el lodo y el sustrato. Se puede controlar la retención de los lodos si el sistema garantiza una adecuada separación de las fases gas-sólido-líquido, y un mecanismo que permita la retención de biomasa, como pantallas o reflectores.

El tiempo de retención hidráulico debe ser suficiente para permitir un adecuado contacto entre el lodo y el agua residual, principalmente en la zona de reacción del reactor. (Rodríguez).

Metodología

Se realizó un estudio de evaluación de funcionamiento del reactor anaerobio diaria durante los meses de octubre, noviembre, diciembre del 2011 y los primeros 15 días de enero 2012. Del total de datos de registro se obtuvieron 75 datos efectivos, que cumplieron con todos los parámetros de la siguiente lista:

- DQO de entrada al reactor biológico (mg/l): Las muestras fueron tomadas diariamente en el vertedero de entrada al reactor y en algunas ocasiones en el tanque de previo al vertedero de entrada, situaciones cuando se podía dar alguna alteración por el suministro de la soda cáustica utilizada para regular el pH del reactor.
- DQO de salida del módulo 1, 2 y 3 (mg/l): Las muestras fueron tomadas de manera individual en cada uno de los efluentes, respectivos, que van encausados al tanque de salida del reactor.
- Caudal de entrada total (m³/día): El caudal total de entrada se calculó con los datos tomados en la salida del reactor, este es regulado por medio de una llave de paso localizada en la entrada al reactor.
- Caudal de entrada de agua al sistema biológico (m³/día): Volumen de agua del proceso productivo sin dilución antes de entrar al sistema. Se midió por cm cada hora en el vertedero triangular de entrada.
- pH de entrada al reactor biológico: Se midió por medio de un equipo portátil HACH sensION 1, la medición se realiza en el tanque de distribución de caudales del reactor.
- pH de salida del modulo 1, 2 y 3: Se midió con el equipo portátil HACH sensION1, las mediciones se realizan en las muestras recolectadas de cada módulo, cada hora, en conos de Imnhoff.
- Temperatura de entrada y salida (grados Celsius °C): Se midió mediante un termómetro portátil Checktemp °C marca Hanna. Las mediciones de entrada se realizan cada hora en el tanque de distribución de caudales del reactor y las muestras de salidas se toman igualmente cada hora en los conos de Imnhoff.
- Sólidos sedimentables en el modulo 1, 2 y 3 (ml/l*h): Las mediciones fueron hechas cada hora, las muestras fueron tomadas en cada uno de los efluentes de los módulos 1, 2 y 3 respectivamente y medidos en conos de Imnhoff

Alcalinidad en los módulos 1, 2 y 3 (meq/l): Se tomó una muestra por día y es medido en el efluente de cada uno de los módulos del reactor.

AGV's en los módulos 1, 2 y 3 (meq/l): Se tomó una muestra por día y es medido en el efluente de cada uno de los módulos del reactor.

Los parámetros anteriores fueron realizados y proporcionados por el laboratorio químico del beneficio. Para los registros pH, Sólidos sedimentables y temperatura fueron proporcionados los datos promedios diarios.

Adicionalmente se registró en campo la siguiente información, proporcionada por el laboratorio del beneficio:

- Caudal de mucílago ingresado en el tanque pulmón
- Kg de DQO/día de mucílago ingresados al tanque pulmón
- Kg de NaOH ingresados al sistema
- Fanegas procesadas
- Metro cúbico de agua utilizado por fanega procesada

De manera indirecta, obtenidos por medio de cálculos, se obtuvo la siguiente información:

- CO ingresada al sistema (kg DQO/día): Obtenido mediante la fórmula

$$\text{Carga orgánica (Kg/día)} = \frac{\text{Concentración (mg/L)} \times \text{caudal (m}^3/\text{día)}}{1000}$$

- COV ingresada al sistema (Kg DQO/m³*día): Obtenido mediante la fórmula:

$$\text{Carga orgánica Volumétrica (Kg/m}^3 \cdot \text{día)} = \frac{\text{CO}}{\text{m}^3_{\text{reactor}}}$$

- Porcentaje de eficiencia de remoción (%): Obtenido mediante la fórmula:

$$\text{Porcentaje de Eficiencia de remoción} = \frac{(\text{DQO}_{\text{t}}^{\text{mg}} \text{ entrada} - \text{DQO}_{\text{t}}^{\text{mg}} \text{ salida})}{\text{DQO}_{\text{t}}^{\text{mg}} \text{ entrada}} \times 100$$

- Alcalinidad de los módulos 1, 2 y 3 (mg CaCO₃/l)

Otros análisis realizados fueron pruebas de sólidos suspendidos volátiles, prueba actividad metanogénica específica, medición de DQO filtrada, pruebas de velocidad de sedimentación.

Arranque

Cuando se realiza el primer arranque, con un inóculo nuevo, no adaptado al AR a tratar, no es recomendable arrancar directamente con la carga máxima calculada, sino con mitad de esta carga. (BTG)

Durante el proceso de arranque se realizaron visitas, con el fin de observar el proceso habitual que se realiza para echar a andar el reactor y aclimatar el inóculo de bacterias al agua residual del beneficio.

Para este proceso el personal confeccionó una proyección teórica del arranque antes de empezar, con dicho proceso. La proyección propuso un arranque lento con duración de 3 meses, durante este lapso se alimentó al reactor con 320m³ de agua con gel con una DQO de 88.200mg/l. El agua concentrada, con gel de la cosecha pasada se diluyó hasta llegar un volumen de 600m³, que serían suministrados lentamente durante el arranque, se esperó un 15% de dilución por lluvias. La fecha inicial de arranque estimada para el 18 de julio del 2011 no se efectuó, debido a que aun no se terminaron las labores de mantenimiento, hasta el 16 agosto del 2011.

El inóculo de 210 m³ para el arranque del reactor se trajo de las lagunas anaerobias que procesan el agua del ingenio y beneficio de café de Juan Viñas del cantón de Jiménez, Cartago. La distribución de lodos para la preparación del arranque fue la siguiente:

Los lodos de los reactores 1 y 2 fueron vaciados casi en su totalidad, en el proceso de mantenimiento, y de manera distributiva se les introdujo el lodo nuevo, el lodo que se les extrajo fue colocado en el módulo 3. En menor cantidad de lodo se le introdujo al módulo 3

pues ya contenía el lodo restante de la cosecha pasada de sí mismo y el de los otros dos módulos.

A pesar del atraso en el inicio del arranque, se continuó según lo previsto en la proyección teórica realizada. Se vio interrumpido el arranque en el mes de octubre debido a las fuertes lluvias, debido a esto el reactor no operó durante varios días y el agua almacenada, utilizada para el arranque, se diluyó más del 15% de lo esperado.

Otro inconveniente durante el arranque fue la disponibilidad de bombas para transportar el agua con gel del tanque donde se tenía almacenado hasta el tanque pulmón. También se presentó la circunstancia que a pesar de que se sedimentó la mezcla de agua con gel, esta no se pudo tamizar antes de entrar al tanque pulmón, pues el “sueco”, sistema similar a un escurridor vibratorio que separa el sólido del agua, no estaba disponible por una falla en el motor.

Resultados

Los resultados que se presentan abarcan desde el 3 de octubre del 2011 hasta el 15 de enero del mismo del 2012. Durante este periodo no se pudo tomar en cuenta el pico de la cosecha debido a un atraso en la maduración de la cosecha de café. La mayoría de los análisis fueron realizados por el laboratorio de aguas del beneficio VOLCAFE San Diego S.A.

Los perfiles de lodos a la planta para analizar el comportamiento del crecimiento del lodo durante la cosecha, no fue posible realizarlos por la formación de una capa de pelusa fina de color oscuro suspendida en la superficie el reactor que impedía la lectura de los resultados. Esta capa de lodo muy fino, pelusa suspendida y por mucílago era expulsada del reactor por flotabilidad.

Para una mejor visibilidad de los resultados de DQO se divide el muestreo y evaluación en cuatro periodos, que son:

- Periodo I: comprende del 3 de octubre 2011 al día 31 del mismo mes, a este periodo le corresponde la finalización del proceso de arranque.
- Periodo II: comprende el mes de noviembre del 2011. Para este lapso de tiempo se presenta el inicio del proceso de beneficiado todos los días.
- Periodo III: comprende todo el mes de diciembre 2011.
- Periodo IV: comprende los primeros 15 días del mes de enero 2012. En este mes se presentó el pico de cosecha, sin embargo no se contempla en este estudio pues se finalizó la recaudación de información antes de que se diera esta circunstancia.

Para el primer periodo, como se observa en la cuadro 5 la DQO de entrada más alto al reactor para este primer periodo fue dado el día 22 de octubre con un valor de 16600 mg/l y el más bajo se anotó el día 8 de octubre con un valor de 4950mg/l, se obtiene un valor promedio de DQO de entrada de 8423 mg/l para este periodo.

En cuanto al los valor de DQO de salida se obtiene una medición con el valor más bajo el módulo 3 del reactor el día 24 de octubre con 101mg/l, seguido por el módulo 2 el día 10 del mismo mes con un valor de 131mg/l y finalmente el módulo 1 con 178mg/l. Para los valores de DQO salida más altos de los 3 módulos del reactor se registró: 214 mg/l para el módulo 3, 384mg/l para el módulo 2 y 354mg/l en el módulo 1, con un promedio de salida de 282,7mg/l en el módulo 1, 262mg/l en el módulo 2 y 148mg/l en el módulo 3.

La eficiencia de remoción de DQO máxima reportada para el mes de octubre fue de 99% mientras que la eficiencia más baja registrada fue de un 96% con un promedio de 97% de eficiencia de remoción de DQO.

Para este primer periodo de evaluación y muestreo se contaron prevalecieron condiciones climáticas, con fuertes lluvias, por lo que el reactor anaerobio no estuvo en funcionamiento durante varios días del mes.

Tabla 5 Demanda química de oxígeno de entrada de agua residual sin dilución y de salida del agua tratada en el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A., datos obtenidos para el mes de octubre del 2011

Fecha	DQO Entrada (mg/L)	DQO Salida módulo 1 (mg/L)	DQO Salida módulo 2 (mg/L)	DQO Salida módulo 3 (mg/L)
3/10/11	8 062	349	315	205
4/10/11	8 537	352	295	144
7/10/11	8 400	178	149	102
8/10/11	4 950	244	200	126
10/10/11	5 937	231	131	113
12/10/11	5 712	277	253	139
18/10/11	5 877	251	247	214
21/10/11	16 530	354	384	170
22/10/11	16 600	317	317	111
24/10/11	12 887	313	287	101
26/10/11	8 666	220	208	144
28/10/11	5 510	280	295	163
29/10/11	11 700	288	300	158
31/10/11	12 555	304	286	195

En la tabla 6 se encuentran registrada la DQO del segundo periodo muestreado. El DQO de entrada más alto al reactor se registró con un valor de 36050 mg/l y el más bajo se anotó el 2 de noviembre con un valor de 11025mg/l, se obtiene un valor promedio de DQO de entrada de 22583 mg/l para este periodo.

Tabla 6 Demanda química de oxígeno de entrada de agua residual sin diluir y salida del agua tratada en el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A., datos obtenidos para el mes de noviembre del 2011

Fecha	DQO Entrada (mg/L)	DQO Salida módulo 1 (mg/L)	DQO Salida módulo 2 (mg/L)	DQO Salida módulo 3 (mg/L)
1/11/11	12 787	319	358	182
2/11/11	11 025	343	302	129
4/11/11	15 066	213	228	168
5/11/11	22 425	357	395	190
7/11/11	25 150	300	274	232
8/11/11	25 850	419	434	203
9/11/11	27 950	381	336	205
10/11/11	23 775	313	253	184
11/11/11	20 650	276	287	234
12/11/11	14 550	328	284	201
14/11/11	11 900	241	229	195
15/11/11	18 225	306	252	243
16/11/11	14 475	267	202	229
17/11/11	18 950	447	365	304
18/11/11	19 225	434	327	262
19/11/11	28 200	405	291	256
21/11/11	25 225	386	313	312
22/11/11	27 125	420	335	342
23/11/11	29 425	322	443	338
24/11/11	25 875	383	300	304
25/11/11	27 675	396	267	255
26/11/11	28 800	413	274	320
28/11/11	24 450	292	248	281
29/11/11	29 750	359	291	293
30/11/11	36 050	381	396	322

El valor de DQO de salida, del segundo periodo, más bajo el módulo 3 del reactor con 129mg/l, seguido por el módulo 2 con un valor de 202mg/l y finalmente el módulo 1 con 213 mg/l. Para los valores de DQO salida más altos de los 3 módulos del reactor se registró: 342

mg/l para el módulo 3, 443mg/l para el módulo 2 y 447mg/l en el módulo 1, con un promedio de salida de 348mg/l en el módulo 1, 307mg/l en el módulo 2 y 247mg/l en el módulo 3.

Para el tercer periodo, el DQO de entrada de agua sin diluir al reactor más alto fue de 69.850 mg/l y el más bajo 30.925mg/l, se obtiene un valor promedio de DQO de entrada de 51.452 mg/l para este periodo. El DQO de salida más bajo se reportó en el módulo 3 del reactor con 214mg/l, seguido por el módulo 1 con un valor de 220mg/l y finalmente el módulo 2 con 234mg/l. Para los valores de DQO salida más altos de los 3 módulos del reactor se registró: 564 mg/l para el módulo 3, 585mg/l para el módulo 2 y 607mg/l en el módulo 1, con un promedio de salida de 435mg/l en el módulo 1, 427mg/l en el módulo 2 y 409mg/l en el módulo 3.

Tabla 7 Demanda química de oxígeno de entrada de agua residual sin diluir y salida del agua tratada en el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A., datos obtenidos para el mes de diciembre del 2011

Fecha	DQO Entrada (mg/L)	DQO Salida módulo 1 (mg/L)	DQO Salida módulo 2 (mg/L)	DQO Salida módulo 3 (mg/L)
1/12/11	30 925	270	234	238
2/12/11	45 525	302	324	274
3/12/11	40 550	220	250	214
5/12/11	43 900	343	337	343
6/12/11	43 700	330	330	349
7/12/11	47 250	381	407	445
8/12/11	50 900	383	396	411
9/12/11	50 400	424	436	435
10/12/11	69 850	413	295	416
12/12/11	54 200	470	459	431
13/12/11	46 900	298	274	262
14/12/11	40 950	473	395	368
15/12/11	48 600	453	466	432
16/12/11	52 850	525	522	489
17/12/11	55 200	570	556	517
19/12/11	50 300	459	441	426
20/12/11	59 500	478	472	429
21/12/11	59 200	491	474	428
22/12/11	59 950	543	559	432
23/12/11	59 000	462	513	471

26/12/11	57 400	524	560	488
27/12/11	58 200	577	533	541
28/12/11	58 150	607	585	564

El último y cuarto periodo inicia el 3 de enero del 2012 y finaliza el 15 del mismo mes, los datos de este lapso están registrados en la tabla 8. Para este lapso de tiempo el DQO de entrada cruda al reactor más alto fue de 75.200 mg/l y el más bajo 55.150mg/l, se obtiene un valor promedio de DQO de entrada de 70.594 mg/l para este periodo.

El DQO de salida más bajo, para este cuarto periodo, lo tiene el módulo 3 con 514mg/l, seguido por el módulo 2 con un valor de 535mg/l y finalmente el módulo 1 con 551mg/l. Para los valores de DQO salida más altos de los 3 módulos del reactor se registró: 1.086 mg/l para el módulo 3, 1.099mg/l para el módulo 2 y 1.162mg/l en el módulo 1, con un promedio de salida de 952mg/l en el módulo 1, 900mg/l en el módulo 2 y 880mg/l en el módulo 3.

Tabla 8 Demanda química de oxígeno de entrada de agua residual sin diluir y salida del agua tratada en el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A., para los primeros 15 días del mes de enero del 2012.

Fecha	DQO Entrada (mg/L)	DQO Salida módulo 1 (mg/L)	DQO Salida módulo 2 (mg/L)	DQO Salida módulo 3 (mg/L)
3/1/12	55 150	551	535	554
4/1/12	62 350	617	613	624
5/1/12	66 000	826	823	752
6/1/12	69 500	776	776	700
7/1/12	68 200	967	876	881
8/1/12	67 950	580	661	514
9/1/12	68 850	1 095	825	950
10/1/12	73 050	1 042	998	973
11/1/12	75 200	1 162	1 099	1 086
15/1/12	73 400	1 226	1 179	1 349

Los valores de eficiencia de remoción de MO del reactor varían entre 36% a un máximo de 94%, con un promedio de 78% para el periodo de medición del reactor. Ver tabla 9.

Tabla 9 Porcentaje de Remoción de materia orgánica en DQO del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A. , octubre 2011- enero 2012.

Fecha	Kg DQO Afluyente	Kg DQO Salida	Eficiencia %	Fecha	Kg DQO Afluyente	Kg DQO Salida	Eficiencia %	Fecha	Kg DQO Afluyente	Kg DQO Salida	Eficiencia %
3/10/11	234	73	69	14/11/11	447	122	73	12/12/11	1 559	218	86
4/10/11	169	85	50	15/11/11	478	147	69	13/12/11	1 206	146	88
7/10/11	262	43	84	16/11/11	512	128	75	14/12/11	1 637	146	91
8/10/11	269	70	74	17/11/11	548	205	63	15/12/11	1 720	160	91
10/10/11	180	47	74	18/11/11	586	188	68	16/12/11	1 805	182	90
12/10/11	156	61	61	19/11/11	616	146	76	17/12/11	1 895	195	90
18/10/11	262	115	56	21/11/11	669	186	72	19/12/11	1 990	157	92
21/10/11	227	146	36	22/11/11	709	202	72	20/12/11	2 090	163	92
22/10/11	233	114	51	23/11/11	768	185	76	21/12/11	2 194	165	92
24/10/11	254	59	77	24/11/11	822	165	80	22/12/11	2 304	182	92
26/10/11	224	48	79	25/11/11	879	154	83	23/12/11	2 467	171	93
28/10/11	123	68	45	26/11/11	941	148	84	26/12/11	2 799	186	93
29/10/11	248	126	49	28/11/11	1 007	138	86	27/12/11	2 983	196	93
31/10/11	277	66	76	29/11/11	985	158	84	28/12/11	2 463	208	92
1/11/11	334	72	78	30/11/11	1 035	184	82	3/1/12	1 017	194	81
2/11/11	288	65	77	1/12/11	1 086	124	89	4/1/12	3 152	220	93
4/11/11	301	93	69	2/12/11	1 165	145	88	5/1/12	3 112	284	91
5/11/11	317	144	54	3/12/11	1 198	115	90	6/1/12	3 277	267	92
7/11/11	353	148	58	5/12/11	1 258	171	86	7/1/12	3 470	323	91
8/11/11	379	194	49	6/12/11	1 321	169	87	8/1/12	3 648	208	94
9/11/11	370	169	54	7/12/11	1 387	207	85	9/1/12	2 496	340	86
10/11/11	230	109	53	8/12/11	1 456	199	86	10/1/12	3 786	357	91
11/11/11	406	140	65	9/12/11	1 456	217	85	11/1/12	4 069	397	90
12/11/11	427	125	71	10/12/11	1 485	188	87	15/1/12	4 016	445	89

Tabla 10 Demanda química de oxígeno filtrada y sin filtrar del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Muestra	DQO Filtrada (mg/l)	DQO sin filtrar(mg/l)	Diferencia(mg/l)
Entrada	6 860	12 200	5 340
Salida*	1 719	1 742	23

*A pesar que no cumple el reglamento establecido para vertido, es continúa el proceso de depuración con un sedimentador secundario el cual permite que cumpla la norma.

Tabla 11 Velocidades de sedimentación del lodo presente en el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Muestra	Sedimentado (m)	Tiempo (min)	Velocidad sedimentación (m/h)
26/10/11	0.11	60	0.11
09/02/12*	0.09	15	0.36

*Fuera de periodo muestreado,

Tabla 12 Velocidades teóricas de sedimentación según tipo de lodo. Fuente. ICAFE, 1995 en (Acuña Acuña, 2002)

Tipo de lodo	Velocidad sedimentación (m/h)
Granular	60
Floculado	2
Disperso	0.05-0.2

En el cuadro 13 contiene los pH registrados de entrada y salida de cada uno de los módulos del reactor para todo el periodo de muestra. El pH de entrada se muestrea en el distribuidor de caudales del reactor, mientras que salida 1 (correspondiente al módulo 1), salida 2 (correspondiente al módulo 2) y salida 3 (correspondiente al módulo 3) se toma separadamente en el canal de efluente de salida.

El valor promedio de pH de entrada se mantuvo en 6.8, con un mínimo de 6.14 y un máximo de 7.19. Los valores de salida mínimos fueron de 6.32, 6.34, 6.26 respectivamente para los módulos 1, 2 y 3. Mientras que los valores máximos de los 3 reactores no superaron un pH de 7.42. El valor promedio de los 3 módulos fue de 7.15.

Para el periodo de muestreo, se realizó el cálculo de la alcalinidad de los módulos a partir del agua de salida de cada uno respectivamente. Los registros de estos análisis reportados en la tabla 12, mostró que la alcalinidad más baja reportada para los 3 módulos es de 22,94 meq/l equivalente a 1147 mg/l CaCO₃.

La alcalinidad promedio para los 3 módulos fue de 35 meq/l correspondiente a 1750 mg/l CaCO₃, con un valor máximo de 49,5 meq/l reportado en el módulo 3 el último día de medición.

Tabla 13 pH promedio del agua de entrada (afluente) y salidas (efluentes) en el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Fecha	pH entrada	pH salida 1	pH salida 2	pH salida 3	Fecha	pH entrada	pH salida 1	pH salida 2	pH salida 3	Fecha	pH entrada	pH salida 1	pH salida 2	pH salida 3
3/10/11	6,76	7,28	7,25	7,23	14/11/11	7,05	7,22	7,21	7,2	12/12/11	6,87	7,35	7,36	7,29
4/10/11	6,95	7,2	7,18	7,16	15/11/11	7,05	7,25	7,25	7,24	13/12/11	6,93	7,3	7,3	7,25
7/10/11	6,81	7,28	7,26	7,23	16/11/11	7	7,22	7,23	7,21	14/12/11	6,89	7,28	7,29	7,24
8/10/11	6,87	7,2	7,18	7,17	17/11/11	6,98	7,17	7,17	7,15	15/12/11	6,61	6,99	6,98	6,93
10/10/11	6,94	7,29	7,25	7,22	18/11/11	6,98	7,12	7,15	7,12	16/12/11	6,81	7,26	7,27	7,2
12/10/11	6,99	7,31	7,26	7,23	19/11/11	7	7,18	7,2	7,17	17/12/11	6,82	7,23	7,24	7,21
18/10/11	7,19	7,42	7,39	7,37	21/11/11	7,04	7,21	7,21	7,19	19/12/11	6,77	7,23	7,23	7,18
21/10/11	7,08	7,18	7,2	7,2	22/11/11	7,05	7,23	7,24	7,23	20/12/11	6,84	7,26	7,24	7,19
22/10/11	7	7,18	7,17	7,16	23/11/11	7,04	7,21	7,22	7,19	21/12/11	6,81	7,28	7,28	7,24
24/10/11	7,01	7,14	7,13	7,12	24/11/11	6,97	7,2	7,21	7,18	22/12/11	6,48	6,85	6,86	6,83
26/10/11	7,02	7,17	7,15	7,13	25/11/11	6,88	7,17	7,19	7,16	23/12/11	6,74	7,19	7,2	7,19
28/10/11	7,02	7,15	7,14	7,14	26/11/11	6,9	7,2	7,21	7,17	26/12/11	6,52	6,86	6,88	6,85
29/10/11	6,99	7,09	7,08	7,08	28/11/11	6,91	7,25	7,26	7,23	27/12/11	6,5	7,15	7,17	7,14
31/10/11	6,87	7,09	7,07	7,07	29/11/11	6,78	7,17	7,19	7,15	28/12/11	6,22	6,53	6,55	6,54
1/11/11	6,87	7,07	7,05	7,05	30/11/11	6,94	7,19	7,2	7,16	3/1/12	6,28	6,63	6,36	6,35
2/11/11	6,96	7,07	7,04	7,04	1/12/11	6,84	7,26	7,28	7,23	4/1/12	6,77	7,18	7,21	7,22
4/11/11	6,95	7,08	7,07	7,04	2/12/11	6,93	7,24	7,28	7,23	5/1/12	6,86	7,22	7,23	7,22
5/11/11	6,94	7,07	7,07	7,06	3/12/11	6,98	7,23	7,26	7,21	6/1/12	6,6	6,93	6,94	6,93
7/11/11	6,98	7,09	7,07	7,05	5/12/11	6,9	7,29	7,33	7,26	7/1/12	6,91	7,28	7,27	7,25
8/11/11	7,03	7,11	7,12	7,12	6/12/11	6,81	7,23	7,25	7,19	8/1/12	6,89	7,27	7,27	7,25
9/11/11	6,99	7,14	7,15	7,14	7/12/11	6,88	7,23	7,25	7,19	9/1/12	6,54	7,01	7,02	7
10/11/11	7,1	7,2	7,21	7,18	8/12/11	6,87	7,25	7,27	7,2	10/1/12	6,57	7,01	7,02	6,99
11/11/11	7,02	7,22	7,22	7,2	9/12/11	6,87	7,27	7,27	7,18	11/1/12	6,89	7,33	7,35	7,33
12/11/11*	7,02	7,19	7,19	7,18	10/12/11*	6,96	7,25	7,25	7,18	15/1/12	6,73	7,16	7,2	7,19

*Continua arriba

Tabla 14 Alcalinidad en el efluente de cada uno de los módulos del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica)

S.A.

Fecha	Módulo 1		Módulo 2		Módulo 3		Fecha	Módulo 1		Módulo 2		Módulo 3		Fecha	Módulo 1		Módulo 2		Módulo 3	
	meq/l	Mg CaCO ₃	meq/l	mg CaCO ₃	meq/l	mg CaCO ₃		meq/l	Mg CaCO ₃	meq/l	mg CaCO ₃	meq/l	mg CaCO ₃		meq/l	Mg CaCO ₃	meq/l	mg CaCO ₃	meq/l	mg CaCO ₃
3/10/11	31.42	1 571	30.42	1 521	30.42	1 521	14/11/11	30,92	1546	30,92	1546	30,92	1546	12/12/11	43,55	2178	43,98	2199	43,98	2199
4/10/11	28.93	1 447	28.93	1 447	28.93	1 447	15/11/11	29,92	1496	30,42	1521	29,92	1496	13/12/11	44,41	2221	43,12	2156	44,41	2221
7/10/11	28.43	1 422	28.43	1 422	28.93	1 447	16/11/11	30,42	1521	30,42	1521	29,92	1496	14/12/11	42,25	2113	42,25	2113	43,12	2156
8/10/11	27.93	1 397	27.93	1 397	27.93	1 397	17/11/11	28,43	1422	28,43	1422	27,93	1397	15/12/11	43,98	2199	42,68	2134	43,55	2178
10/10/11	26.43	1 322	26.96	1 348	26.43	1 322	18/11/11	28,93	1447	28,93	1447	28,93	1447	16/12/11	43,98	2199	43,12	2156	43,95	2198
12/10/11	25.93	1 297	25.93	1 297	26.93	1 347	19/11/11	29,42	1471	29,42	1471	29,42	1471	17/12/11	42,25	2113	43,98	2199	43,55	2178
18/10/11	24.94	1 247	24.94	1 247	24.44	1 222	21/11/11	30,92	1546	31,42	1571	30,92	1546	19/12/11	42,68	2134	42,25	2113	42,68	2134
21/10/11	23.44	1 172	23.44	1 172	22.94	1 147	22/11/11	31,42	1571	31,42	1571	31,42	1571	20/12/11	43,12	2156	41,82	2091	43,98	2199
22/10/11	22.94	1 147	22.94	1 147	22.94	1 147	23/11/11	31,46	1573	31,47	1574	31,47	1574	21/12/11	42,68	2134	41,82	2091	42,25	2113
24/10/11	22.94	1 147	23.44	1 172	23.44	1 172	24/11/11	31,9	1595	32,77	1639	31,47	1574	22/12/11	42,25	2113	40,53	2027	42,25	2113
26/10/11	23.94	1 197	23.44	1 172	23.44	1 172	25/11/11	32,34	1617	32,34	1617	32,9	1645	23/12/11	42,25	2113	42,25	2113	43,12	2156
28/10/11	23.44	1 172	23.44	1 172	23.94	1 197	26/11/11	34,06	1703	34,49	1725	34,06	1703	26/12/11	43,55	2178	43,12	2156	43,55	2178
29/10/11	24.44	1 222	24.44	1 222	23.94	1 197	28/11/11	34,92	1746	34,92	1746	35,25	1763	27/12/11	42,68	2134	40,1	2005	40,53	2027
31/10/11	25.43	1 272	24.94	1 247	25.93	1 297	29/11/11	36,22	1811	36,22	1811	35,78	1789	28/12/11	43,55	2178	42,68	2134	42,68	2134
1/11/11	24.94	1 247	25.43	1 272	25.43	1 272	30/11/11	36,65	1833	37,08	1854	37,08	1854	3/1/12	45,27	2264	44,41	2221	43,55	2178
2/11/11	24.44	1 222	24.94	1 247	24.44	1 222	1/12/11	37,51	1876	37,94	1897	37,51	1876	4/1/12	43,98	2199	42,25	2113	42,68	2134
4/11/11	25.43	1 272	24.94	1 247	25.43	1 272	2/12/11	37,94	1897	38,37	1919	37,94	1897	5/1/12	42,68	2134	39,67	1984	41,8	2090
5/11/11	25.43	1 272	26.43	1 322	25.93	1 297	3/12/11	40,96	2048	41,82	2091	40,1	2005	6/1/12	40,53	2027	39,67	1984	43,98	2199
7/11/11	26.43	1 322	27.43	1 372	26.43	1 322	5/12/11	40,96	2048	41,82	2091	40,96	2048	7/1/12	42,6	2130	42,25	2113	42,68	2134
8/11/11	27.93	1 397	26.93	1 347	27.93	1 397	6/12/11	41,82	2091	42,25	2113	41,82	2091	8/1/12	43,98	2199	43,98	2199	43,98	2199
9/11/11	27.93	1 397	27.93	1 397	27.93	1 397	7/12/11	42,25	2113	41,82	2091	42,25	2113	9/1/12	42,68	2134	40,96	2048	41,82	2091
10/11/11	28.93	1 447	28.43	1 422	29.42	1 471	8/12/11	42,68	2134	42,68	2134	42,68	2134	10/1/12	44,41	2221	42,25	2113	43,55	2178
11/11/11	30.92	1 546	29.92	1 496	29.92	1 496	9/12/11	43,55	2178	43,22	2161	43,98	2199	11/1/12	44,41	2221	42,68	2134	43,12	2156
12/11/11*	29.42	1 471	29.92	1 496	29.42	1 471	10/12/11*	44,41	2221	44,41	2221	44,84	2242	15/1/12	45,2	2260	41,3	2065	49,5	2475

Tabla 15 Ácidos grasos volátiles presentes en el efluente de cada módulo del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Fecha	AGV's Módulo 1 meq/l	AGV's Módulo 2 meq/l	AGV's Módulo 3 meq/l	Fecha	AGV's Módulo 1 meq/l	AGV's Módulo 2 meq/l	AGV's Módulo 3 meq/l	Fecha	AGV's Módulo 1 meq/l	AGV's Módulo 2 meq/l	AGV's Módulo 3 meq/l
3/10/11	2,96	2,59	1,85	14/11/11	2,22	1,85	1,48	12/12/11	1,85	2,22	1,85
4/10/11	3,7	2,96	2,22	15/11/11	2,59	2,22	2,22	13/12/11	2,59	2,59	2,73
7/10/11	1,85	1,85	1,48	16/11/11	2,22	1,85	1,85	14/12/11	1,48	1,85	1,85
8/10/11	2,59	2,22	1,85	17/11/11	2,96	2,96	1,85	15/12/11	2,22	2,22	2,22
10/10/11	2,22	2,22	1,48	18/11/11	2,96	2,22	1,85	16/12/11	2,59	1,95	2,59
12/10/11	1,48	1,85	1,48	19/11/11	3,33	2,22	2,22	17/12/11	2,22	2,22	2,22
18/10/11	1,11	1,48	1,48	21/11/11	1,85	2,48	1,48	19/12/11	1,85	2,22	1,85
21/10/11	2,22	1,48	1,48	22/11/11	3,33	2,22	2,22	20/12/11	2,22	2,96	2,22
22/10/11	1,85	1,85	1,48	23/11/11	2,22	2,22	2,59	21/12/11	1,85	2,22	1,85
24/10/11	1,85	1,85	1,48	24/11/11	2,59	2,22	1,85	22/12/11	2,96	2,59	2,22
26/10/11	2,22	1,48	1,48	25/11/11	2,59	1,85	1,48	23/12/11	2,59	2,96	2,59
28/10/11	2,22	2,22	1,85	26/11/11	2,59	1,85	1,85	26/12/11	2,59	2,96	2,59
29/10/11	2,22	2,59	1,48	28/11/11	1,85	1,85	1,85	27/12/11	2,22	2,96	2,22
31/10/11	2,22	2,22	1,48	29/11/11	2,22	1,85	2,22	28/12/11	2,59	2,96	2,59
1/11/11	2,59	2,22	1,48	30/11/11	2,96	2,59	1,85	3/1/12	3,33	4,07	2,59
2/11/11	2,59	2,22	1,85	1/12/11	1,85	1,48	1,48	4/1/12	2,96	3,33	2,22
4/11/11	2,22	1,48	1,48	2/12/11	1,48	1,85	1,85	5/1/12	2,59	3,33	2,96
5/11/11	2,22	3,33	1,48	3/12/11	2,59	2,22	2,22	6/1/12	2,22	1,85	2,22
7/11/11	2,22	2,22	2,22	5/12/11	2,22	2,22	1,85	7/1/12	4,07	3,33	3,7
8/11/11	3,33	3,33	2,22	6/12/11	1,48	1,85	1,85	8/1/12	3,7	3,33	2,59
9/11/11	2,96	2,22	1,85	7/12/11	1,48	1,85	1,48	9/1/12	4,44	2,59	2,59
10/11/11	2,96	2,59	1,85	8/12/11	2,22	2,22	1,85	10/1/12	2,96	2,22	3,33
11/11/11	2,22	2,96	1,85	9/12/11	2,22	2,22	2,22	11/1/12	2,96	2,59	3,7
12/11/11*	2,59	2,59	1,85	10/12/11*	2,96	2,22	2,59	15/1/12	3,33	3,33	3,33

El valor de los AGV promedio máximo y mínimo para el reactor anaerobio de flujo ascendente fueron respectivamente de 4.44 meq/L , en el módulo 1, y 1.11 meq/L, de igual manera en el módulo 1. El valor promedio para el módulo 1, 2 y 3 fueron de 2.47meq/L, 2.40meq/L y 2.09meq/L respectivamente.

Tabla 16 Temperatura promedio del agua residual de entrada y del agua tratada de salida del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Fecha	Temperatura entrada °C	Temperatura salida °C	Fecha	Temperatura entrada °C	Temperatura salida °C	Fecha	Temperatura entrada °C	Temperatura salida °C	Fecha	Temperatura entrada °C	Temperatura salida °C
3/10/11	28,57	27,22	7/11/11	26,93	25,87	28/11/11	30,82	28,42	19/12/11	32,84	30,29
4/10/11	28,41	27,35	8/11/11	27,33	26,30	29/11/11	32,04	28,72	20/12/11	32,85	30,2
7/10/11	27,89	26,61	9/11/11	27,93	26,68	30/11/11	32,42	29,31	21/12/11	33,75	30,7
8/10/11	27,79	26,62	10/11/11	26,91	26,17	1/12/11	31,76	29,09	22/12/11	32,38	29,77
10/10/11	27,23	25,98	11/11/11	27,38	26,11	2/12/11	32,59	29,54	23/12/11	33,85	31,02
12/10/11	26,88	25,92	12/11/11	27,00	26,05	3/12/11	33,02	30,27	26/12/11	32,72	30,13
18/10/11	25,61	23,66	14/11/11	26,78	25,68	5/12/11	32,53	30,08	27/12/11	34,68	31,47
21/10/11	26,41	25,1	15/11/11	26,04	25,80	6/12/11	33,74	30,93	28/12/11	31,06	28,53
22/10/11	26,43	25,53	16/11/11	27,15	25,96	7/12/11	33,72	31,09	3/1/12	25,25	25,68
24/10/11	24,92	24,89	17/11/11	28,78	25,53	8/12/11	33,67	31,29	4/1/12	30,58	27,92
26/10/11	26,32	25,05	18/11/11	29,68	27,50	9/12/11	34,43	31,57	5/1/12	31,36	28,31
28/10/11	26,6	25,25	19/11/11	29,50	28,02	10/12/11	34,39	31,91	6/1/12	30,06	27,34
29/10/11	26,8	25,3	21/11/11	28,66	27,21	12/12/11	32,4	28,76	7/1/12	32,59	29,13
31/10/11	26,39	25,39	22/11/11	29,73	27,90	13/12/11	32,8	30,25	8/1/12	32,2	29,64
1/11/11	26,76	25,52	23/11/11	29,54	27,90	14/12/11	33,34	30,45	9/1/12	31,37	39,92
2/11/11	26,80	25,75	24/11/11	30,02	28,14	15/12/11	31,83	29,24	10/1/12	31,79	30,4
4/11/11	27,03	25,51	25/11/11	30,94	28,54	16/12/11	34,08	30,9	11/1/12	33,45	30,69
5/11/11	27,59	26,24	26/11/11*	31,30	29,43	17/12/11	33,73	30,98	15/1/12	34,08	31,72

El reactor funcionó durante la medición con una temperatura de entrada mínima, máxima y promedio de 24.92, 35.50 y 30.27 respectivamente. En cuanto a la temperatura mínima, máxima y promedio de salida se registraron 23.66, 39.92 y 28.36 respectivamente.

Tabla 17 Sólidos Sedimentables promedios en la salida de cada módulo del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A., en ml/L*h

Fecha	Ssed Módulo 1 (ml/l)	Ssed Módulo 2 (ml/l)	Ssed Módulo 3 (ml/l)	Fecha	Ssed Módulo 1 (ml/l)	Ssed Módulo 2 (ml/l)	Ssed Módulo 3 (ml/l)	Fecha	Ssed Módulo 1 (ml/l)	Ssed Módulo 2 (ml/l)	Ssed Módulo 3 (ml/l)	Fecha	Ssed Módulo 1 (ml/l)	Ssed Módulo 2 (ml/l)	Ssed Módulo 3 (ml/l)
3/10/11	0	0	1	7/11/11	2	3	3	28/11/11	6	6	26	19/12/11	389	380	391
4/10/11	0	1	2	8/11/11	2	2	4	29/11/11	6	23	67	20/12/11	253	337	284
7/10/11	0	0	1	9/11/11	3	3	4	30/11/11	10	23	29	21/12/11	335	316	383
8/10/11	0	0	1	10/11/11	3	3	3	1/12/11	10	55	37	22/12/11	388	379	433
10/10/11	0	0	0	11/11/11	5	4	4	2/12/11	8	23	35	23/12/11	319	369	408
12/10/11	0	0	0	12/11/11	4	4	5	3/12/11	13	31	51	26/12/11	294	365	394
18/10/11	0	0	0	14/11/11	4	3	4	5/12/11	9	44	61	27/12/11	342	350	356
21/10/11	1	1	0	15/11/11	4	3	5	6/12/11	81	148	177	28/12/11	310	260	345
22/10/11	0	0	1	16/11/11	2	2	4	7/12/11	57	114	123	3/1/12	6	20	91
24/10/11	0	0	1	17/11/11	3	3	6	8/12/11	119	185	162	4/1/12	246	141	324
26/10/11	0	0	0	18/11/11	3	2	13	9/12/11	182	233	215	5/1/12	256	183	335
28/10/11	0	0	0	19/11/11	4	4	9	10/12/11	308	272	259	6/1/12	200	200	348
29/10/11	0	1	1	21/11/11	7	5	9	12/12/11	114	92	79	7/1/12	258	231	533
31/10/11	1	1	1	22/11/11	7	6	23	13/12/11	221	283	233	8/1/12	254	267	369
1/11/11	2	2	1	23/11/11	4	4	40	14/12/11	286	314	332	9/1/12	250	246	323
2/11/11	2	2	1	24/11/11	3	5	46	15/12/11	195	235	200	10/1/12	258	277	308
4/11/11	2	2	2	25/11/11	9	10	33	16/12/11	300	306	326	11/1/12	290	255	333
5/11/11	2	2	4	26/11/11*	8	9	53	17/12/11	340	344	344	15/1/12	229	165	318

Tabla 18 Caudales (Q) de aguas residuales sin diluir y Caudal(Qt) total entrante y tiempo de retención hidráulica (TRH) en el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Fecha	Q total de entrada	C.H.m3/m3*día	TRH (días)	Fecha	Q total de entrada	CH	TRH (días)
3/10/11	253	0,34	3,0	28/11/11	503	0,67	1,5
4/10/11	322	0,43	2,3	29/11/11	503	0,67	1,5
7/10/11	299	0,40	2,5	30/11/11	503	0,67	1,5
8/10/11	368	0,49	2,0	1/12/11	503	0,67	1,5
10/10/11	299	0,40	2,5	2/12/11	482	0,64	1,6
12/10/11	276	0,37	2,7	3/12/11	503	0,67	1,5
18/10/11	482	0,64	1,6	5/12/11	503	0,67	1,5
21/10/11	482	0,64	1,6	6/12/11	503	0,67	1,5
22/10/11	460	0,61	1,6	7/12/11	503	0,67	1,5
24/10/11	253	0,34	3,0	8/12/11	503	0,67	1,5
26/10/11	253	0,34	3,0	9/12/11	503	0,67	1,5
28/10/11	276	0,37	2,7	10/12/11	503	0,67	1,5
29/10/11	505	0,67	1,5	12/12/11	482	0,64	1,6
31/10/11	253	0,34	3,0	13/12/11	524	0,70	1,4
1/11/11	253	0,34	3,0	14/12/11	355	0,47	2,1
2/11/11	253	0,34	3,0	15/12/11	355	0,47	2,1
4/11/11	460	0,61	1,6	16/12/11	355	0,47	2,1
5/11/11	460	0,61	1,6	17/12/11	355	0,47	2,1
7/11/11	551	0,74	1,4	19/12/11	355	0,47	2,1
8/11/11	551	0,74	1,4	20/12/11	355	0,47	2,1
9/11/11	551	0,74	1,4	21/12/11	355	0,47	2,1
10/11/11	437	0,58	1,7	22/12/11	355	0,47	2,1
11/11/11	528	0,70	1,4	23/12/11	355	0,47	2,1
12/11/11	460	0,61	1,6	26/12/11	355	0,47	2,1
14/11/11	551	0,74	1,4	27/12/11	355	0,47	2,1
15/11/11	551	0,74	1,4	28/12/11	355	0,47	2,1
16/11/11	551	0,74	1,4	3/1/12	355	0,47	2,1
17/11/11	551	0,74	1,4	4/1/12	355	0,47	2,1
18/11/11	551	0,74	1,4	5/1/12	355	0,47	2,1
19/11/11	460	0,61	1,6	6/1/12	355	0,47	2,1
21/11/11	551	0,74	1,4	7/1/12	355	0,47	2,1
22/11/11	551	0,74	1,4	8/1/12	355	0,47	2,1
23/11/11	503	0,67	1,5	9/1/12	355	0,47	2,1
24/11/11	503	0,67	1,5	10/1/12	355	0,47	2,1
25/11/11	503	0,67	1,5	11/1/12	355	0,47	2,1
26/11/11*	440	0,59	1,7	15/1/12	355	0,47	2,1

*Continua arriba

El volumen de los sólidos sedimentables promedio de todo el periodo para el módulo 1 es de 389ml/l, para el módulo 2 fue de 380mg/L y para el módulo 3 fue de 533mg/L.

Tabla 19 Volumen de hidróxido de sodio (NaOH) acumulados por día durante la prueba de actividad metanogénica específica (AME) con el lodo proveniente de un muestreo compuesto en el reactor anaerobio de flujo ascendente de San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Día	ml de NaOH acumulados
1	26
2	61
3	145
5	220
6	243
7	296
8	319
9	383
12	435

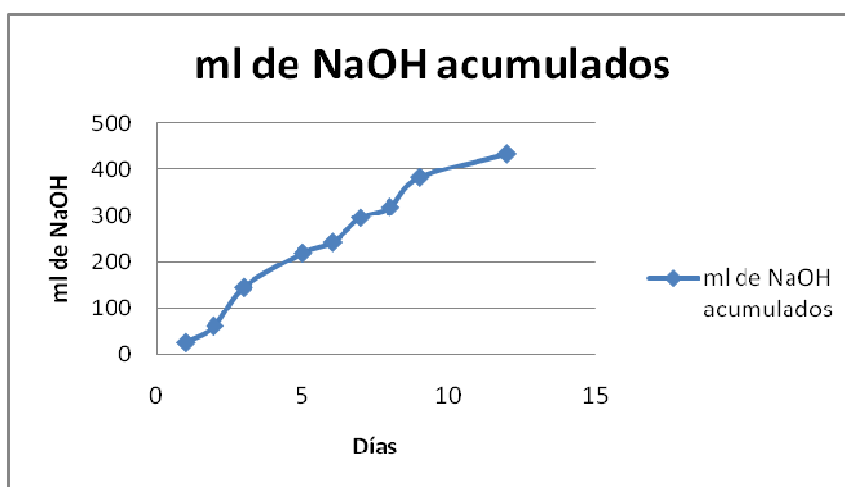


Figura 4 Comportamiento de la prueba AME expresado en ml de NaOH acumulados por día, con relación a la tabla 19.

La producción de metano obtenida medida como la transformación de la carga orgánica como DQO en metano es de 0.02Kg DQO/Kg SSV

Tabla 20 Valores de velocidad ascensional (Va) en m/h del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Fecha	Caudal de entrada (m3/h)	Velocidad ascensional	Fecha	Caudal de entrada (m3/h)	Velocidad ascensional	Fecha	Caudal de entrada (m3/h)	Velocidad ascensional
3/10/11	11	0,21	14/11/11	23	0,47	12/12/11	20	0,41
4/10/11	13	0,27	15/11/11	23	0,47	13/12/11	22	0,45
7/10/11	12	0,25	16/11/11	23	0,47	14/12/11	15	0,30
8/10/11	15	0,31	17/11/11	23	0,47	15/12/11	15	0,30
10/10/11	12	0,25	18/11/11	23	0,47	16/12/11	15	0,30
12/10/11	11	0,23	19/11/11	19	0,39	17/12/11	15	0,30
18/10/11	20	0,41	21/11/11	23	0,47	19/12/11	15	0,30
21/10/11	20	0,41	22/11/11	23	0,47	20/12/11	15	0,30
22/10/11	19	0,39	23/11/11	21	0,43	21/12/11	15	0,30
24/10/11	11	0,21	24/11/11	21	0,43	22/12/11	15	0,30
26/10/11	11	0,21	25/11/11	21	0,43	23/12/11	15	0,30
28/10/11	11	0,23	26/11/11	18	0,37	26/12/11	15	0,30
29/10/11	21	0,43	28/11/11	21	0,43	27/12/11	15	0,30
31/10/11	11	0,21	29/11/11	21	0,43	28/12/11	15	0,30
1/11/11	11	0,21	30/11/11	21	0,43	3/1/12	15	0,30
2/11/11	11	0,21	1/12/11	21	0,43	4/1/12	15	0,30
4/11/11	19	0,39	2/12/11	20	0,41	5/1/12	15	0,30
5/11/11	19	0,39	3/12/11	21	0,43	6/1/12	15	0,30
7/11/11	23	0,47	5/12/11	21	0,43	7/1/12	15	0,30
8/11/11	23	0,47	6/12/11	21	0,43	8/1/12	15	0,30
9/11/11	23	0,47	7/12/11	21	0,43	9/1/12	15	0,30
10/11/11	18	0,37	8/12/11	21	0,43	10/1/12	15	0,30
11/11/11	22	0,45	9/12/11	21	0,43	11/1/12	15	0,30
12/11/11*	19	0,39	10/12/11*	21	0,43	15/1/12	15	0,30

*Continua arriba

Tabla 21 Valores de sólidos suspendidos volátiles y sólidos suspendidos totales presentes en el lodo del reactor anaerobio del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Muestra	Fecha	SSV promedio(mg/l)	SST promedio(mg/l)	Fracción Volátil (%)
1	29/07/11**	13 880	-	-
2	5/08/11	25 910	163 620	16
3	19/08/11	105 545	111 830	94
4	27/10/11	35 684	46 831	76
5*	11/11/11	32 756	45 246	72
6	01/12/11	39 505	58 591	67

*Muestra elaborada por el laboratorio de ICAFE

**No se realizó sólidos totales.

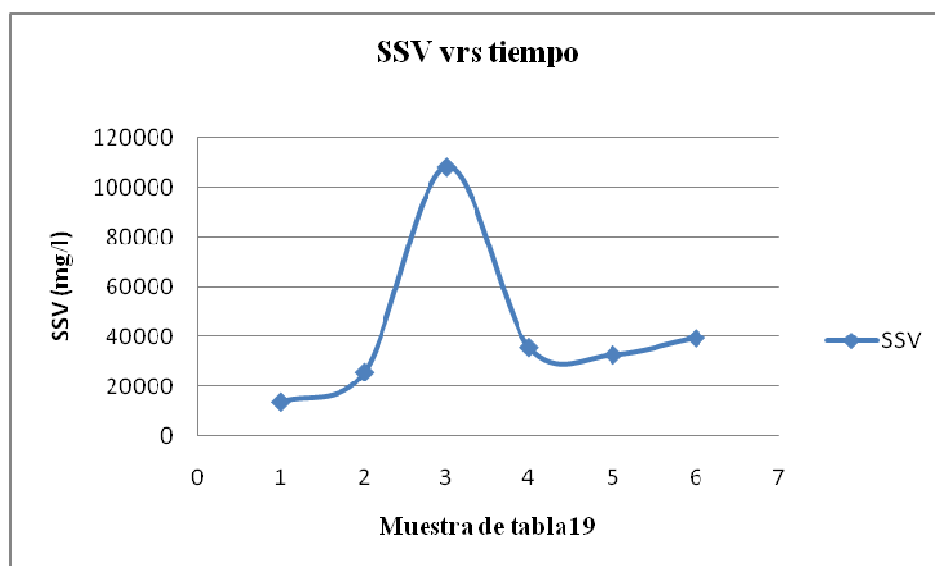


Figura 5 Comportamiento de sólidos suspendidos volátiles en el lodo del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A. con respecto al tiempo de las muestras tabla 19.

Tabla 22 Demanda química de oxígeno y caudal del mucílago ingresado al tanque pulmón del sistema de tratamiento del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A.

Fecha	DQO	Caudal	Fecha	DQO	Caudal
22/10/11	135,38	2,5	2/12/11		24,54
28/10/11	225,61	3,42	3/12/11		11,84
29/10/11	163,94	2,53	5/12/11		19,51
2/11/11	3,82	318,07	6/12/11	1721,28	26,85
8/11/11	0,8	9,83	7/12/11		25,22
10/11/11	1143,42	12,35	8/12/11	1076,81	26,85
12/11/11		10,5	9/12/11		26,85
14/11/11		12,57	10/12/11		15,5
15/11/11	1392,92	14,77	12/12/11		20,35
16/11/11		14,77	13/12/11	2389,92	26,85
17/11/11		20,35	14/12/11		26,85
18/11/11		9,65	15/12/11		34,12
19/11/11		7,46	16/12/11		26,85
21/11/11		12,57	17/12/11		40,16
22/11/11		11,11	19/12/11		33,62
23/11/11		14,77	20/12/11	4575,75	53,71
24/11/11	2043,52	21,14	21/12/11		53,7
25/11/11		12,57	22/12/11	2511,06	28,23
26/11/11		10,38	27/12/11	6012,93	75,35
28/11/11		14,77	28/12/11		86
29/11/11	2339,84	28,85	3/1/12		99,74
30/11/11		28,85	4/1/12		94,87
1/12/11*		26,84	7/1/12		75,35
*Continua arriba			9/1/12		133,36

Tabla 23 Caudales aforados a la salida de los módulos del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE (Costa Rica) S.A., el 28 de enero 2012

Módulo	Caudal (m3/h)
1	2.99
2	4.20
3	4.19

Discusión de resultados

Para mejor comprensión se presenta la discusión de los resultados en apartados comenzando por el arranque, posteriormente con los análisis de demanda química de oxígeno, pH, alcalinidad, ácidos grasos volátiles, temperatura, sólidos sedimentables, velocidad de sedimentación, velocidad ascensional, tiempo de retención hidráulica, prueba de actividad metanogénica específica, observaciones de diseño del reactor anaerobio de flujo ascendente y por último se presentan las pruebas preliminares para el pre-tratamiento del mucílago en el sedimentador u otro sistema ajeno al reactor anaerobio de flujo ascendente.

Arranque del reactor anaerobio de flujo ascendente

El arranque lento que se propuso para la temporada 2011-2012 en San Diego VOLCAFE no resultó ser el adecuado, por las condiciones climáticas, problemas técnicos, como inoperación del suco para el tamizaje de las aguas con mucílago o averías en las bombas para transportar el agua del sedimentador primario al tanque pulmón y del tanque de entrada al reactor, y de alimentación. Los análisis de SSV presentes en el lodo (ver tabla 19 e ilustración 5) realizados antes del arranque del reactor señala como de la muestra 1 a la 2 en cuestión de 8 días donde se mantuvo el lodo en reposo, los SSV aumentaron de 13.880mg/L a 25.910mg/L, representa un aumento de 86% de la cantidad original, esto se logró porque había materia orgánica dentro del inóculo que fue degradado durante el reposo. El tercer análisis de SSV fue realizado con la planta de tratamiento de aguas ya arrancada y se puede apreciar como en dos semanas desde el último análisis se triplica el valor original, debido a que las bacterias consumen la mayor cantidad de materia que tenía al ser traída. Esto quiere decir que se dio el crecimiento de las bacterias traídas de las lagunas anaerobias de Juan Viñas, Cartago, que concuerda además con el tiempo de duplicación de las bacterias metanogénicas acetoclásticas que es de 7 días (Acuña Acuña, 2002).

Durante del mes de octubre, tercer mes planificado para el periodo de arranque, como se mencionó con anterioridad, hubo constantes cambios de carga orgánica debido al difícil traslado de las aguas residuales y por las diluciones causadas por las intensas lluvias como se

puede observar en la tabla 5 y comprobar su efecto en la tabla 19, donde se ven disminuidos los SSV para la muestra del 27 de octubre del 2011 fecha posterior en la que se presentaron fuertes lluvias. Además para esta fecha se empezó a ingresar mucílago sin tamizar. El arranque es un proceso delicado hasta que haya una estabilización de parte de las bacterias al nuevo medio.

El lodo presente en el reactor anaerobio del beneficio San Diego, analizado mediante la prueba AME, obtuvo resultado de transformación de la materia orgánica como DQO en metano de 0.027KgDQO/KgSSV*d, en la prueba de actividad metanogénica específica. Para este valor se tiene recomendado realizar arranques de aproximadamente 44 días en condiciones ideales a 30°C (BTG). En condiciones en donde hay inhibición del metabolismo de las bacterias metanogénicas, arrastre de lodos y mal contacto de sustrato-lodo es recomendable un arranque de 258 días a 30°C (BTG). En el caso del reactor anaerobio del beneficio San Diego de VOLCAFE el arranque se operó en condiciones ideales hasta que llegaron los problemas de alimentación del reactor por falta de agua residual e interrupciones en la operación del reactor por condiciones climáticas, lo que inhibió el crecimiento de las bacterias y se ve en la muestra 4 de la tabla 19 donde empieza a subir nuevamente la población bacteriana, como si fuera un segundo arranque, después de solucionar las condiciones de inhibición.

Análisis de demanda química de oxígeno

Los datos obtenidos para la DQO de entrada de agua residual sin diluir mostrados en las tablas 5, 6, 7 y 8 revelan como los valores de DQO de entrada varían entre los 4950mg/L y los 75200mg/L, estos valores de DQO elevados superan los reportados en otras investigaciones realizadas en beneficios de café por Acuña(33 850mg/L DQO, 2002) y Orozco(27 400mg/L DQO, 2003), esto se debe en parte al ingreso de mucílago al tanque pulmón.

Durante 47 días del periodo de estudio se ingresó mucílago en diferentes cantidades al tanque pulmón, haciendo un total de 2236m³. El promedio de mucílago ingresado al tanque

pulmón, en los 47 días de ingreso del mismo, es de 45m³. Junto con el mucilago entró gran cantidad de material particulado y sólidos como la cascarilla, estos aumentan las mediciones de DQO. Se logró contener esta situación, gracias a la acción proactiva de los encargados del beneficio, luego que se reportaron los inconvenientes de introducir este tipo de materia, por lo que se colocó a mediados del mes de diciembre un tamiz rotatorio de 0.5mm antes del tanque de entrada del reactor como medida de remediación.

Se realizó una prueba preliminar de DQO filtrado versus la prueba de DQO realizado normalmente en el beneficio. La prueba se aplicó para sólo un día mediante un muestreo compuesto (para más detalles revisar el apartado de metodología). Esta se realizó para descartar de manera precedente las siguientes hipótesis:

- Los sólidos suspendidos en las muestras de agua residual afectan las interpretaciones de las muestras de DQO analizadas en el laboratorio del beneficio.
- El DQO presente en el agua residual se presenta en mayor cantidad como DQO soluble fácil de digerir por las bacterias anaerobias.

La tabla 10 demuestra la gran diferencia entre el DQO que se registra normalmente en el beneficio y el DQO soluble contenida en el agua residual que entra en el reactor. Se confirma que los sólidos suspendidos afectan las muestras de DQO, pues parte del DQO que se ingresa al reactor y que se está leyendo no se puede considerar alimento para las bacterias anaerobias. En el caso del beneficio San Diego esto es importante porque el rendimiento del reactor se mide actualmente en porcentaje de carga acumulable, esto es equivalente a decir cantidad de carga en Kg de DQO ingresados al reactor con respecto a la cantidad de Kg de DQO que pueden ser ingresados teóricamente. El inconveniente que se tiene es que se ingresa una cantidad de DQO que no necesariamente es alimento para las bacterias.

Los resultados en la tabla 10 muestran que un 56% del DQO reportado, 6860mg/l DQO obtenido al filtrar la muestra comparado con 12200mg/l DQO de la muestra sin filtrar, se presenta como DQO soluble. Las condiciones del DQO reportado en la prueba única de DQO filtrado versus la DQO sin filtrar muestran una relación de 0,44 de DQO como fracción

particulada que según la tabla 2, con un agua residual entre 9 000mg/l DQO a 18 000mg/l DQO, solo se reportan buenas condiciones de remoción cuando el lodo es granular con alta remoción de SST y se le debe ingresar una carga de 3 a 7 Kg de DQO/m³*d. Para la condición presentada en la muestra es recomendable una carga orgánica, que le entre al reactor, de entre 2250-5250 Kg de DQO día, cantidad inferior a los 7500Kg DQO por día estipulados en el manual de usuario como carga volumétrica de DQO teórica aceptable para el reactor. En el caso del reactor durante el periodo de muestra, obtuvo rendimientos superiores al 85% al ingresar cargas de mayores a los 1007kg DQO. Ver tabla 9.

Para la DQO de salida de los 3 módulos del reactor se obtuvieron, dentro del periodo de muestra, valores inferiores a los 1400mg/l establecidos como máximo permisible por la ley (MINAE, 2007).

Para el primer periodo de análisis de las DQO de salida para los módulos 1, 2 y 3 fueron respectivamente de 283mg/l, 262mg/l y 148mg/l, teniendo como valor más bajo al módulo 3. Para el segundo periodo de evaluación de la DQO los módulos se comportaron con un promedio de salida de 348mg/l en el módulo 1, 307mg/l en el módulo 2 y 247mg/l en el módulo 3, teniendo nuevamente un DQO menor para la sección 3 del reactor. El tercer periodo obtuvo un promedio de salida de 435mg/l en el módulo 1, 427mg/l en el módulo 2 y 409mg/l en el módulo 3, teniendo la salida de DQO del tercer módulo más bajo. La misma conducta se obtuvo para el mes enero en donde se registró un promedio de salida de 952mg/l en el módulo 1, 900mg/l en el módulo 2 y 880mg/l en el módulo 3. El comportamiento de la DQO de salida del tercer módulo se debe a que a la hora de ingresar el inóculo al reactor este módulo fue el único en tener una mezcla de lodo viejo y adaptado al medio con lodo nuevo, en comparación con las otras dos secciones que solo tuvieron el lodo nuevo.

pH

La tabla 13 muestra que el pH de entrada obtuvo un valor mínimo de 6.14, máximo de 7.14 con un promedio de 6.9, estos valores se encuentran dentro de los ambientes propicios para las bacterias metanogénicas que tienen que andar alrededor de 6.3-7.5 (Acuña Acuña,

2002) pues a pH menores de 5.5 las bacterias metanogénicas empiezan a morir y el daño se vuelve irreversible (Méndez Arguello, 2003). Se reguló el pH mediante la suministración de disoluciones de NaOH.

En cuanto al pH en las salidas de los módulos del reactor anaerobio se registraron valores entre 6.26 y 7.42 con promedio de 7.15, valores de igual manera dentro del rango requerido para evitar la inhibición y de acorde con los valores de la normativa 33601-MINAE-S (MINAE, 2007).

Alcalinidad y ácidos grasos volátiles

En el presente estudio los AGVs observados (ver tabla 15) rondaron entre los 1.11meq/l y los 4.44meq/l con un valor promedio de 2.2meq/l para el módulo 3 y 2.4meq/l para el módulo 1 y 2, valores inferiores a los 8 meq/l (BTG) recomendados para no inhibir el desarrollo y metabolismo de las bacterias metanogénicas. Los AGVs se utiliza para determinar la máxima cantidad de carga de DQO que debe aplicarse (Rodríguez), en este caso determina que hay una baja alimentación de sustrato apto.

La poca cantidad de AGVs en los módulos se debe a que la carga orgánica como DQO que entra al reactor es en parte material particulado que las bacterias no pueden digerir, debido a ser osmótrofas (se alimentan a través de su pared celular) que les limita a consumir principalmente DQO soluble. Otro factor que permitió un obtener bajas lecturas de AGVs fueron las alimentaciones con bajas cargas de DQO al sistema.

Por otra parte, los AGVs inferiores a los 3meq/l, registrados para el reactor anaerobio de San Diego VOLCAFE, en primeros meses de funcionamiento, no es recomendado pues la baja alimentación inhibe la posibilidad de obtener un cultivo de lodo granular.

La alcalinidad en un reactor UASB es importante porque permite que se tenga una capacidad de amortiguamiento de la acidez producida por los AGVs. La alcalinidad registrada durante el periodo de muestra estuvo entre 1147mg/l CaCO_3 y 2475mg/l CaCO_3 con un valor promedio de 1 730mg/l CaCO_3 , 1 715mg/l CaCO_3 y 1 757mg/l CaCO_3 para los módulos

1, 2 y respectivamente. El valor recomendable para este parámetro es de 2000 a 4000mg/l CaCO₃ (Acuña Acuña, 2002), en el estudio los valores obtenidos fueron tuvieron un promedio inferior a lo recomendado, sin embargo en el presente caso no representa un peligro para el funcionamiento debido a que el pH se mantuvo con valores promedios de 7, valor recomendado, y los AGVs fueron bajos.

Temperatura

Para este parámetro la tabla 14 registra temperaturas de entrada que variaron desde 25°C a 36°C, con promedio de 28°C, mientras que en la salida se apuntaron temperaturas de 23°C a 39°C con promedio de 30°C. Las temperaturas más bajas que se registraron fueron durante los meses de arranque del reactor, que incluye el mes de octubre, debido a que durante ese tiempo el reactor no se operaba las 24 horas y se utilizaba leña en lugar del gas metano producido para iniciar el intercambiador de calor.

La temperatura de entrada se encuentra dentro del rango aceptable para un buen funcionamiento del reactor que van desde los 25°C a los 35°C que permite la obtención de lodo granular y garantiza una reacción biológica óptima (Tchobanoglous, y otros, 2003).

En cuanto a las temperaturas de salida más elevadas a las temperaturas de entrada son un bueno indicio de que las bacterias están reteniendo calor para realizar su metabolismo.

Se cumplen con los valores de la normativa 33601-MINAE-S, pues se tienen temperaturas inferiores a los 40°C (MINAE, 2007).

Sólidos sedimentables, velocidad ascensional y velocidad de sedimentación

La velocidad de sedimentación del lodo para finales del mes de octubre reportada (ver tabla 11) es característico de un lodo tipo disperso (ver tabla 12) que tiene una baja velocidad de sedimentación debido a su forma esponjosa de poco peso (fluffy flocc), este comportamiento se presenta cuando inhibición por sólidos o variaciones del pH, velocidad ascensional o nutrientes (Tchobanoglous, y otros, 2003). En el caso de estudio el pH estuvo dentro del rango

establecido sin embargo hubo ingreso de sólidos por el mucílago y en cuanto a la velocidad ascensional se presentó baja al inicio del estudio pero se puede observar en la tabla 20 como esta va aumentando hasta cuatriplicar la velocidad de sedimentación (tabla 11).

Los sólidos sedimentables en el efluente (tabla 17) se presentaron cuando las dimensiones del reactor y la velocidad de sedimentación no pueden contra restar la velocidad ascensional. Los sólidos que ingresaron al reactor interfirieron en la aglomeración del lodo por lo que evita que este granule y hace que se convierta en lodo de bajo peso.

En Coopronaranjo (Acuña Acuña, 2002) se dio una circunstancia similar en donde se produjo sólidos sedimentables en el efluente a pesar de poseer una carga hidráulica de $0.21\text{m}^3/\text{m}^3$ reactor y tener un tiempo de retención hidráulica de 4.7 días, este fenómeno se dio debido a problemas de sedimentación del lodo en el reactor. En el estudio de Acuña el reactor contenía dos tipos de lodo uno granular (45-50 m/h) que podía sedimentar con facilidad y un lodo disperso que era arrastrado el flujo del agua a la salida del reactor.

Para el mes de diciembre del periodo en estudio se estableció una velocidad ascensional constante de 0.30m/h para el resto del tiempo de evaluación, valor menor a los que se estaba habituando, con el fin de reducir los sólidos sedimentables en el efluente. Después de este cambio y la detención del ingreso de sólidos gracias al tamiz instalado, la cantidad de sólidos sedimentables empezaron a disminuir debido a adaptación del lodo a la nueva condición. Para final del tiempo de cosecha la velocidad de sedimentación del lodo se registró de 0.37m/h, valor que demuestra la adaptación del lodo a una velocidad ascensional de 0.3m/h.

Tiempo de retención hidráulica

Al inicio del tiempo de muestreo los tiempos de retención hidráulica cambiaban constantemente en un rango de 3 a 1.4 días en periodos cortos de tiempo menores a una semana, estas variaciones no son adecuadas para la adaptación del lodo debido a que no le permite adaptarse a las condiciones.

El rango en que se manejó el tiempo de retención del reactor se mantuvo dentro de los tiempos de retención recomendados para sistemas de tratamiento con flujo discontinuo de un rango de 1-3 días (BTG). Tener tiempos de retención de 3 días o superior no es muy recomendado pues existe el peligro de que se dé una buena mezcla dentro del reactor, sin embargo estudios muestran tiempos de retención desde 7 días (Méndez Arguello, 2003) e inclusive de 55 días (Acuña Acuña, 2002) con eficiencias de remoción de DQO de entre 73 y 97%.

Los TRH bajos registrados fueron menores a 1.5 días valor mínimo recomendado para los reactores anaerobios que deben recibir aguas picos de carga orgánica como DQO en las aguas, pues este tiempo es necesario para que los microorganismos puedan degradar la DQO que entra por el tipo de sustrato. Otra razón de tener tiempos de retención tan prolongados en comparación de sistemas de tratamiento de aguas domésticas, a las cuales se les recomienda de 6 a 8 horas con temperaturas superiores a los 26°C, se debe es necesario amortiguar los cambios bruscos en las concentraciones de DQO que entran la reactor.

Prueba de actividad metanogénica específica

La capacidad del lodo para producir de gas corresponde a un lodo del tipo estiércol de res, según la prueba AME realizada, lo que corresponde a un lodo de baja calidad de transformación del DQO a metano.

Estudios en el beneficio de Coopenaranjo muestran que es posible encontrar lodos con capacidades para producir gas de 0.002Kg DQO/KgSSV y de 0.98Kg DQO/KgSSV (Acuña Acuña, 2002; Méndez Arguello, 2003) lodos que corresponden a los tipos estiércol porcino fresco y lodo con cualidades granulares respectivamente. Las condiciones que influyeron en la calidad de estos lodos fueron las condiciones de arranque y el pre-tratamiento de las aguas. Un arranque acelerado de 3 días en el beneficio de Coopronaranjo obtuvo un lodo de 0.002Kg DQO/Kg SSV de calidad baja, mientras que en el mismo beneficio se obtuvo un lodo de 0.98Kg DQO/Kg SSV, de alta capacidad de remoción de materia orgánica, debido a tener

buenas condiciones para la biomasa como concentración de nutrientes, un buena granulometría aceptable por la inserción de cal y buen pre-tratamiento.

En el caso de estudio era de esperarse tener un lodo de menos actividad metanogénica debido a que el inóculo provenía de una laguna anaerobia, que tiene como valor promedio de 0.03Kg DQO/Kg SSV (Rodríguez).

Observaciones al Diseño del reactor anaerobio de flujo ascendente

Durante el tiempo de muestra se observaron detalles en el diseño que se consideran de importancia discutir.

El sistema de distribución de caudales no distribuyó de manera equitativa el agua a los tres módulos, debido a la ubicación espacial de estos. El primer y segundo módulo se encuentran de manera equidistantes del tanque de distribución de entrada, mientras que el tercer se encuentra más cerca del tanque de distribución que los otros dos por lo que recibía mayor caudal. Como medida compensatoria se puso una tabla de madera obstruyendo la entrada del tercer módulo. (Ver Anexo fotográfico para más detalle). La medida del caudal después de colocarse la tabla de madera (tabla 23) mostró que la distribución de caudales entre los módulos 2 y 3 era casi equitativa con el obstáculo en el módulo 3. Sin embargo el módulo 1 presentó un caudal más baja que los anteriores pues su entrada de caudal en el tanque de distribución se encuentra más posterior a la entrada de los otros módulos, por lo que ingresa menos agua.

La canoa de efluente del reactor presentó dificultades en repartición equitativa de caudales cuando hay ingreso de sólidos no sedimentables al reactor, debido a que se le formó una capa sólida flotante que impide el paso del agua a los tubos de distribución en la parte posterior de la canoa. La obstrucción de los tubos de distribución provocó problemas en la mezcla del reactor disminuyendo la capacidad de remoción de la DQO que tiene el sistema, además de provocar problemas de lavado de lodos.

Pruebas preliminares para el pre-tratamiento del mucílago para antes de ingresar al reactor anaerobio de flujo ascendente.

Se realizaron pruebas preliminares para el pre-tratamiento del mucílago fuera del reactor anaerobio debido a que la entrada de mucílago al reactor anaerobio

Uso de cal para el tratamiento químico del mucílago

Se realizó una prueba preliminar para demostrar la eficiencia de la cal para hacer precipitar las sustancias pécticas presentes en las aguas con mucílago. Este método es utilizado como solución de tratamiento. Para esto, se observó el comportamiento de una muestra de agua con mucílago después de habersele agregado cal, a la hora de agregarse la cal se precipitó las sustancias pécticas presentes en el mucílago (Ver fotografía en Anexo 3). Investigaciones anteriores (Acuña Acuña, 2002; Field, 1987; Orozco, 1972; Gaviria, 1986) señalan la cal como un tratamiento químico económico, sin embargo también se señala que su uso como tratamiento no es efectivo por sí solo, pues este tratamiento tiene como fin hacer precipitar las sustancias pécticas, como se dio en las pruebas preliminares.

Uso de *saccharomyces cerevisiae* para el tratamiento biológico del mucílago

La pectina es una sustancia intracelular presente en las plantas que le va sostén a los tejidos jóvenes de las mismas y a los frutos. (Castillo, 2003). La degradación biológica de la pectina se da por medio de enzimas liberadas por hongos o bacterias, entre las enzimas que realizan este proceso encontramos: pectinesterasa, poligalacturonasa, polimetilgalacturonasa, pectinliasa o pectatoliasa y "pectinasas".

En la industria vinera se han utilizado cepas modificadas de *saccharomyces cerevisiae* con el fin de reducir y degradar las pectinas presentes en las uvas. La levadura pertenece al grupo los hongos superior Ascomicetes, realiza principalmente las degradaciones por medio de fermentaciones alcohólicas. Se escogió la *saccharomyces cerevisiae* como objeto de estudio por ser una cepa microbiana fácil de conseguir, por sus utilidades cotidianas en procesos alimenticios, y por tener un costo relativamente bajo.

La prueba preliminar se realizó el tratamiento del mucílago del café por medio de *saccharomyces cerevisiae* que se utiliza para la elaboración de pan (se compró levadura instantánea “Fermipan RED”). El experimento tenía la finalidad de comprobar que la levadura realmente era capaz de separar y hacer precipitar la capa sólida suspendida en las aguas con mucílago, sin embargo se hace la salvedad que con los datos obtenidos no se puede realizar una aproximación de cuando debe ser su proporción de uso ni sus consecuencias posteriores en el tratamiento del agua.

Se tomó una muestra del agua cruda del tanque pulmón, de la cual se tenía conocimiento que poseía mucílago, y se tomaron 3 alícuotas de 1 litro y se colocaron cada una en recipientes de aproximadamente 2 litros previamente lavadas. A la primera botella se le introdujo una cantidad de 25g de levadura (P1), mientras que las otras dos botellas solo se les introdujo 5g (P2 y P3). Se dejó reposar una hora, luego de ese periodo de tiempo P1 ya mostraba una pequeña separación de las fases sólida- líquida mientras que P2 y P3 presentaba apenas un aspecto muy similar al del inicio, se les tomó fotografía. Esas mismas botellas se dejaron reposar hasta el día siguiente y se observó nuevamente el comportamiento, P1 presentó una separación de las fases sólida- líquida. Para P2 y P3 la separación después de 18 horas se presentó una menor separación que la muestra P1 en 24 horas. Ver fotografías en Anexos. La prueba muestra que la levadura efectivamente puede realizar una separación de fases del mucílago con agua.

Conclusiones

El arranque lento y prolongado del reactor no es favorable para la estabilidad de las bacterias, pues al operar de esta manera no se le suministra suficiente alimento a las bacterias en crecimiento y se crea poblaciones microbianas de baja capacidad de remoción de carga orgánica como DQO.

La disminución de carga orgánica debido a diluciones por lluvias, apagado de sistemas del reactor por las condiciones climáticas y la falta de disponibilidad de alimento, perjudica el crecimiento de las bacterias durante el arranque

La mezcla del mucílago con las aguas residuales que ingresa al reactor anaerobio posee una carga orgánica como DQO elevada, reduciendo el volumen que puede ser tratado en el reactor anaerobio por día.

La presencia de sólidos al reactor se debe principalmente por el ingreso de mucílago sin un tratamiento exhaustivo que logre removerlos.

El DQO no soluble presente en el agua residual es muy difícil de degradar por las bacterias anaerobias, debido a que son organismos osmótrofos.

Se obtiene buenos porcentajes de remoción de DQO a 1007Kg de DQO, cuando la fracción de DQO particulado de 0.44 según la tabla 2 indica que para tener una buena eficiencia de remoción debería de entrarle una carga de entre 2250kg a 5250Kg de DQO.

El pH registrado de la entrada y salida del reactor se mantuvo con valores promedio de 6.9 y 7.15 respectivamente, dentro rango establecido como permisible para el buen funcionamiento del reactor.

Bajos valores de AGVs registrados se deben bajas cargas de DQO de alimentación y porcentaje de material particulado no transformado por las bacterias anaerobias.

La alcalinidad promedio del reactor no alcanzó los 2000mg CaCO recomendados para el funcionamiento adecuado del sistema, sin embargo esto no afectó por los bajos niveles de AGV's y el pH neutro.

La temperatura del agua influente y efluente del reactor se encontraron en rangos apropiados para el funcionamiento del reactor anaerobio de flujo ascendente y para cumplir con la normativa vigente.

Los sólidos sedimentables en el efluente se deben a una velocidad ascensional superior a la velocidad sedimentación del lodo y al material particulado que evita conglomerar el lodo.

Los cambios bruscos en los tiempos de retención afectan la capacidad del lodo para adaptarse y desarrollarse.

La cantidad de sólidos volátiles en el lodo del reactor estuvo dentro del rango requeridos para el buen funcionamiento del RAFA (70 Kg SV/m³-120Kg SV/m³) y luego pasó muy por debajo del valor requerido.

La cal permite la precipitación de las sustancias pécticas presentes en el mucílago del café, por lo que se convierte en tratamiento efectivo para eliminar la consistencia coloidal del mucílago en el agua residual.

La levadura puede valorarse como un posible tratamiento biológico para el mucílago del café, tiene que considerarse su tiempo de acción y concentraciones en una futura investigación.

Recomendaciones

Si el reactor se va a dejar en reposo después de la cosecha para reiniciarlo en la cosecha siguiente, se debe medir la calidad del lodo mediante pruebas de sólidos volátiles y su AME para garantizar que la proyección del tiempo de arranque del reactor sea suficiente para alcanzar una población bacteriana alta y con buena disponibilidad de alimento para mantenerla semi activa.

Es necesario darle un adecuado tratamiento al mucílago antes de ingresarlo al reactor y al tanque pulmón por medio de cal, enzimas o por tratamiento biológico. De no ser posible realizar un tratamiento al mucílago es recomendado no ingresarlo, pues se comprobó que su ingreso sin tratamiento adecuado, al RAFA, afecta la capacidad de remoción de DQO.

Un buen sistema de sedimentación previo al reactor es necesario para disminuir los sólidos suspendidos que llegan al mismo y que afectan al funcionamiento del reactor. Colocar otro tamiz de abertura de 0.7mm antes del sedimentador primario disminuiría la cantidad de sólidos que entran al sistema de tratamiento.

Este estudio abarcó solamente el reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego por lo que es recomendado complementar la presente investigación con estudios adicionales que evalúen de manera integral el sistema de tratamiento de aguas residuales, que se enfoque especialmente en el pre-tratamiento de las aguas residuales.

Llevar un control sobre la caracterización de la DQO en cuanto al fraccionamiento particulado que entra al reactor para no sobre pasar la carga orgánica en DQO recomendada por la tabla 2, de esa manera contribuir al buen funcionamiento del reactor.

Evaluar la velocidad de sedimentación para estipular los valores de velocidad ascensional con la que va a operar el reactor es necesario para evitar pérdida importante de lodo en el efluente del reactor anaerobio.

Alimentar al reactor con un caudal estable, que no haga variar mucho el tiempo de retención hidráulico y mantenerlo con una estadía de retención 1.5-3 días como es recomendable.

Realizar un plan de producción más limpia en procesos anteriores al reactor enfatizado en ahorro del recurso hídrico es aconsejable, con el fin de disminuir la cantidad de agua que entra al sistema de tratamiento.

Es necesario revisar las cisternas que en un futuro transporten el inóculo al RAFA esté limpio y que se cerciore bien la procedencia del lodo, para evitar encontrar en el RAFA desechos domésticos como toallas sanitarias, como se presentó en durante el estudio.

Es recomendado descartar la inhibición o muerte de la población bacteriana por medio de un análisis de detergentes presentes en el agua (Sustancias Activas al Azul de Metileno, o SAAM) en las aguas superficiales tomadas del Río Cañas que posee el beneficio San Diego.

Al tener presencia de algas en el efluente del reactor es aconsejable medir los niveles de oxígeno disuelto en las aguas para descartar inhibición el metabolismo de las bacterias.

Propuestas de mejora

Dentro de las propuestas de mejora realizadas en este proyecto para la optimización del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego de VOLCAFE se hace una clasificación entre propuestas de corto, mediano y largo plazo. Se debe interpretar que las propuestas se manejan de esta manera pues no se quiere ofrecer soluciones de alto coste sin antes solucionar los pequeños detalles que afectan al reactor. La mejoría en estos pormenores podría disminuir los costos de operación del sistema y las necesidades de construir infraestructura de ampliación del mismo reactor, sin embargo no se descarta que en un futuro puedan ser necesarias.

Propuestas a corto plazo

Mejoramiento del sistema de pre-tratamiento

El estudio realizado concluye que la principal causa que disminuye la capacidad de remoción de carga orgánica del reactor anaerobio de flujo ascendente del beneficio San Diego se da por el ingreso de material sólido particulado, por lo que es necesario solucionar esta situación para optimizar el sistema y disminuir costos de futuras mejoras.

El sedimentador primario actual se puede mejorar agregándole más pantallas para disminuir la energía con las que vienen las partículas de sólidos, pues el agua que llega al sedimentador es transportada por medio de una bomba. Este transporte del agua es necesario debido a los desniveles que hay en la salida del sistema productivo al sistema de tratamiento, sin embargo esto aumenta la energía cinética creando una mezcla de agua con partículas y coloides que tardar más en sedimentar, con la ayuda de pantallas se quiere reducir la energía que traen las partículas para acelerar la sedimentación. En la última parte del sedimentador se puede implementar el uso de piedra bruta como sistema de filtro, la piedra tiene que ser de una granulometría grande para evitar que los sólidos obstruyan el paso del agua entre las piedras. El sistema de piedra se limpiaría por medio de un retrolavado y abriendo la compuerta inferior del sedimentador para evacuar los lodos.

Adicionalmente a las mejoras de la infraestructura del sedimentador primario, se propone adicionalmente el uso de un tamiz de 0.7mm de espesor, diámetro mayor que el tamiz de 0.5mm de espesor que se encuentra actualmente posterior al reactor anaerobio, para evacuar la mayor cantidad de sólidos antes de que lleguen al sedimentador primario. Al reducir los sólidos que entran al sedimentador primario se mejora su funcionamiento, reduce la cantidad de purgas de mantenimiento y se evitan posibles problemas por el arrastre de sedimentos al tanque pulmón como se dio en el caso de estudio en donde se tuvo que sacar los sedimentos producto de la cascarilla que lleva el gel con tanque cisterna para que no afectaran el funcionamiento del reactor.

Costo de la propuesta mejora de infraestructura del sedimentador

Descripción	Cantidad	Costo unitario (en colones)	Costo total (en colones)
Soldadura por Kg	1	2 490.00	2 490.00
Pintura anticorrosiva base minio rojo	4	5 310.00	21 240.00
Varilla de acero	4	9 717.35	38 869.4
Lamina de hierro negro	10	28 786.3	287 863
Angular 25x25x3mm 6mts	20	5 600	112 000
Piedra	4	14 900	59 600
Día de trabajo hombre	4 días x 2 hombre	10 486.02*	83 888.16
Costo total de la obra			605 950.56

*Salario mínimo para el sector privado persona capacitada Decreto N° 36867-MTSS, publicado en La Gaceta N° 236 del 08 de diciembre del 2011

Precios obtenidos de la ferretería digital. Día: 20 de marzo 2012

Para mejorar y acelerar el proceso de sedimentación cuando se ingrese mucílago al sedimentador se recomienda el uso de coagulantes o floculantes, en el mercado hay gran variedad de estos productos. La cal es un floculante muy utilizado en beneficios de café para estabilizar los coloides presentes en el agua y hacerlos precipitar, a demás de ser una solución económica ya ha sido utilizado en empresas de este tipo y es comprobado que funciona bien.

Investigaciones (Orozco, 1972), sugieren que se necesitan 6.8×10^{-3} Kg de cal / litro de agua residual, para el caso en estudio la cantidad registrada de aguas con mucílago ingresadas en el reactor fueron 2236m^3 . Para cada m^3 de agua residual se necesitan 6.8Kg de cal, por lo que se necesitan 15204.8Kg de cal para tratar 2236m^3 de agua, cantidad equivalente a 1012 sacos de 15Kg de cal.

Es importante mencionar que la cantidad de cal a añadir para el pre-tratamiento con esta sustancia puede disminuir o aumentar según las características del agua, por lo que se recomienda realizar pruebas de tratabilidad o de jarras antes de iniciar la dosificación de la cal. Además, la cal que se usa para este tratamiento debe ser cal de Patarra o cal de alta solubilidad para evitar un alto nivel de sedimentación de la misma.

Costo de la propuesta de floculante

Descripción	Cantidad	Costo unitario (en colones)	Costo total (en colones)
Cal saco de 15Kg	1013	1 440	1 458 720
Costo total de la propuesta			1 458 720

*Salario mínimo para el sector privado persona capacitada Decreto N° 36867-MTSS, publicado en La Gaceta N° 236 del 08 de diciembre del 2011

Precios obtenidos de la ferretería digital. Día: 20 de marzo 2012

Es necesario además que la cal este en contacto con el mucílago presente en agua residual por el tiempo determinado por pruebas de Jarras, por lo que se requiere que el tanque de almacenamiento del mucílago existente se use para este fin, de manera que se pueda realizar un mejor pre-tratamiento.

Regulador de caudal para tanque de distribución

La idea principal de esta mejora es reemplazar la tabla madera puesta provisionalmente en el tanque de distribución para regular el caudal del módulo 3 por un platina metálica que sea más duradera y apropiada para su fin.

Costo de la propuesta de infraestructura

Descripción	Cantidad	Costo unitario (en colones)	Costo total (en colones)
Platina de acero 50 x 5mm por 6mts.	1	10 638.35	10 638.35
Soldadura por Kg	1	2 490.00	2 490.00
Pintura anticorrosiva base minio rojo	1	5 310.00	5 310.00
Día de trabajo hombre	1	10 486.02*	10 486.02
Costo total de la obra			28 924.37

*Salario mínimo para el sector privado Decreto N° 36867-MTSS, publicado en La Gaceta N° 236 del 08 de diciembre del 2011

Precios obtenidos de la ferretería digital. Día: 20 de marzo 2012

Puntos de muestreo de lodos

Originalmente el módulo 1 y 2 contaban con un sistema de tuberías y llaves de paso para la realización de perfiles de lodos, actualmente estos sistemas se encuentran obstruidos por cemento. Se propone reabrir los orificios existentes y realizar orificios nuevos para el módulo 3.

Costo de la propuesta

Descripción	Cantidad	Costo unitario (en colones)	Costo total (en colones)
Broca para concreto 1" x 10"	1	5 034.20	5 034.20
Tubo PVC 1"	3	9 340.75	18 681.5
Llave de paso	3	2 462.05	7 392.15
Pegamento para PVC resistente al agua ¼ Galón	1	10 254.45	10 254.45
Día de trabajo hombre	2 días por 2 personas	10 486.02*	41 944.08
Costo total de la obra			83 300.38

*Salario mínimo para el sector privado Decreto N° 36867-MTSS, publicado en La Gaceta N° 236 del 08 de diciembre del 2011

Precios obtenidos de la ferretería digital. Día: 20 de marzo 2012

Propuestas a mediano plazo

El sistema de distribución de caudales del reactor anaerobio de flujo ascendente de San Diego no distribuye correctamente el afluente en canal de distribución de los módulos del reactor, esto provoca una mezcla inadecuada dentro del reactor que no permite el contacto adecuado de las bacterias con el sustrato dentro del mismo. En parte, este problema se debe a los sólidos suspendidos y al gel que entra al reactor en conjunto con el agua, por lo que se propone como mejora a mediano plazo por si no es necesario este sistema sí la mejora a corto plazo de pre-tratamiento hace innecesario cambiar el sistema actual.

La propuesta consiste en la colocar en cada módulo a lo largo de la canoa de afluente un tubo de PVC abierto en la parte superior con aberturas a los costados, no se recomienda las aberturas en la parte inferior debido a que puede ser obstruidas por sólidos suspendidos en el agua. La parte superior debe quedar abierta para realizar el mantenimiento posterior de la obra.

Costo de la propuesta

Descripción	Cantidad	Costo unitario (en colones)	Costo total (en colones)
Tubo PVC 100mm x 6mts	4	27 053.90	108 215.6
Codo 45 PVC 100mm x 90	3	7 903.55	23 710.65
Unión lisa presión PVC 100mm	3	3 303.20	9 909.6
Tapón hembra liso PVC 100mm	3	2 845.10	8 535.3
Pegamento para PVC resistente al agua ¼ Galón	1	10 254.45	10 254.45
Día de trabajo hombre	2 días por 2 personas	10 486.02*	41 944.08
Costo total de la obra			202 569.68

*Salario mínimo para el sector privado Decreto N° 36867-MTSS, publicado en La Gaceta N° 236 del 08 de diciembre del 2011

Precios obtenidos de la ferretería digital. Día: 20 de marzo 2012

Separador de líquidos-sólidos para residuos sólidos del tamiz instalado antes de la entrada al reactor anaerobio de flujo ascendente

Esta propuesta se centra en buscar una manera de hacer del residuo que sale del tamiz, ya instalado antes del reactor anaerobio, más fácil de manejar. Pues durante el periodo de estudio se observó que la materia sólida tamizada contiene una cantidad de agua que dificultaba su tratamiento y disposición. Este separador permitiría reducir la cantidad de agua presente en residuo del tamiz para que lo sólido sea tratado y dispuesto con mayor facilidad. El producto líquido resultante se introduciría nuevamente al tanque pulmón de donde provienen las aguas que pasan por el tamiz rotatorio.

Costo de la propuesta

Descripción	Cantidad	Costo unitario (en colones)	Costo total (en colones)
Cedazo de fibra de vidrio 2mm (metro)	7	430	3 010
Soldadura Kg	1	2 490.00	2 490
Pintura anticorrosiva	1	5 310.00	5 310
Varilla rectangular	4	8 829.25	35 317
Lamina policarbonato ondulado 81 x 366cm, 7 mm	1	10 134.30	10 134.30
Tubo PVC 100mm x 6mts	1	27 053.90	27 053.90
Día de trabajo hombre	2 días por 2 personas	10 486.02*	41 944.08
Costo total de la obra			125 259.28

*Salario mínimo para el sector privado Decreto N° 36867-MTSS, publicado en La Gaceta N° 236 del 08 de diciembre del 2011

Precios obtenidos de la ferretería digital. Día: 20 de marzo 2012

Propuestas a largo plazo

Considerando la tendencias que se han dado en rigurosidad de las normas ambientales y en el posible aumento de la producción se propone una serie de mejoras al sistema de tratamiento de aguas residuales industriales que mejorarían el buen funcionamiento del reactor anaerobio, el cumplimiento de la reglamentación ambiental, tratando de reducir costos de operación y que traigan posibilidades de adquirir o mantener certificaciones ambientales.

Las siguientes propuestas necesitan ser analizadas posteriormente y valoradas por la empresa después de solventar los detalles que necesitan más ser resueltos con urgencia y que puede que estas propuestas no sean necesarias, pues debido al objetivo del proyecto en cuestión no se adquirió información fuera de la operación del reactor anaerobio de flujo ascendente que es necesaria para hacer proyecciones de infraestructura y económicas para mejorar el sistema de tratamiento de aguas de manera integral.

El pre-tratamiento se puede ampliar utilizando el sedimentador secundario, así se tendrían sedimentadores que bien pueden funcionar en serie o como sistema alternativo para tratar el mucílago en paralelo. Si se trabajan serie el tiempo de retención sería mayor al actual dando más posibilidad de sedimentar sólidos y disminuir la carga orgánica, por otra parte trabajar los sedimentadores en serie permite tratar aguas y mucílago a la vez. Para esta última opción se toma en cuenta en que las aguas con mucílago se van a almacenar en el tanque metálico, que la empresa ya dispone para este fin, y se va a suministrar al sedimentador para aguas con mucílago de manera controlada conforme se va tratando, trayendo como ventaja la garantía de un flujo más continuo de aguas al tanque pulmón y facilidades a la hora de dar mantenimiento durante tiempo de cosecha. No se descarta que también sea necesario el uso de cal o otros floculantes o coagulantes para este proceso.

Se propone la utilización del sedimentador secundario como opción pues no se tendría que construir infraestructura nueva, esto es un ahorro para la empresa, y además se aprovecha que el sedimentador secundario se encuentra a un nivel superior al tanque pulmón por lo que no es necesario el uso de bombas para transportar el agua, disminuyendo costo de operación.

Puesto a que actualmente se utiliza una bomba para transportar el agua desde el reactor al sedimentador secundario.

En lugar de la ampliación, la empresa podría implementar un tratamiento alternativo para el mucílago como es la fermentación por medio de levaduras para la producción de etanol o la adquisición de ácido láctico por medio de bacterias, son procesos ya investigados y puestos en otras empresas de esta índole como el caso de CoopeDOTA con la producción de etanol.

Al mejorar la calidad de las aguas residuales afluentes al reactor se puede esperar un buen funcionamiento de este y además se disminuiría la necesidad de una posible ampliación a futuro, sin embargo a la hora de proponer utilizar el sedimentador secundario, se está quitando el tratamiento secundario del sistema de tratamiento de aguas residuales, por lo que sería necesario implementar un tratamiento en su lugar, que amortigüe los sólidos sedimentables que se obtengan del reactor y asegure la calidad de las aguas que salgan del sistema de tratamiento.

Para tratamientos posteriores al reactor se pueden implementar métodos de depuración física o biológica, para tratamientos antes de vertido no es conveniente la utilización de químicos. Los procesos de depuración por medios físicos son mediante el uso de filtros de grava con arena y clarificadores estos reducen los sedimentos en el agua. Los tratamientos biológicos incluyen el uso de microorganismos y plantas (fitodepuración), en un estudio en Salcedo, República Dominicana, (del Panta, y otros, publicación digital) se propone esta última alternativa para el tratamiento de aguas mieles debido a que oxigena el agua que viene de lagunas anaerobias (en el caso de ese estudio) recuperando la calidad del recurso hídrico y también porque se valoriza y reserva el recurso paisajístico.

Bibliografía

Acuña Acuña Franger EVALUACIÓN DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE CAFÉ EN EL BENEFICIO DE [Libro] = e del proyecto de graduación para optar por el grado de Bachiller en Ingeniería en Biotecnología. . - Cartago : [s.n.], 2002.

Cleves Serrano Rodrigo Tecnología en beneficiado de café [Libro]. - San José : Tecnicafé INTERNACIONAL S.A., 1998. - Segunda edición. - 9977-12-156-6.

del Panta Lorenzo, Regio Gabriele y Gil Pich Dario [En línea] = Estudio sistema de tratamiento de las aguas mieles en Salcedo Republica Dominicana // Cafe y caffe. - Equipo técnico local del Programa Caféc Caffé. - 24 de Enero de 2012. - www.cafeycaffe.org.

Deloya Alma Evaluación del sistema de Tratamiento de Aguas Residuales del Instituto Tecnológico de Costa Rica [Libro]. - Cartago : Vicerrectoría de Investigación y Extensión. Departamento de Química, ITCR, 1989.

Evren Ersahin Mustafa [y otros] Anaerobic Treatment of Industrial Effluents: An Overview of Applications [Libro] / ed. Einschlag Fernando Sebastián García. - Turquía : InTech, 2011. - 978-953-307-249-4.

Field Jim Cali [Conferencia] = Toxicidad metanogénica // Curso Arranque y Operación de Sistemas de Flujo Ascendente con Manto de Lodo UASB. - 1987. - Fuente: www.bvsd.pahoo.org.

Frioni Lillian Procesos Microbianos [Libro]. - Ríu Cuarto : Editorial de la fundación Universidad Nacional de Ríu Cuarto, 2005. - 950-665-110.

Gaviria Liliana Selección de un sistema de tratamiento para aguas de beneficiado de café. - San José : [s.n.], 1986.

López Manuel E. Tratamiento biológico de aguas residuales aplicable a la industria avícola [En línea]. - 20 de marzo de 2007. - 25 de Marzo de 2011. - <http://www.engormix.com/MA-avicultura/manejo/articulos/tratamiento-biologico-aguas-residuales-t1481/124-p0.htm>.

Martí Ortega Nuria Phosphorus Precipitation in Anaerobic Digestion Process [Libro]. - Boca Raton : Dissertation.com, 2006.

Méndez Arguello Rebeca EVALUACION DEL SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE BENEFICIADO DE CAFE EN COOPRONARANJO R.L. [Libro]. - Cartago : [s.n.], 2003. - Informe de Práctica de Especialidad, Escuela de Ingeniería en Biotecnología, Instituto Tecnológico de Costa Rica, Cartago, Costa Rica. 2003.

MINAE Reglamento para verter y reusar aguas residuales, Decreto N 33601-MINAE-S [Artículo]. - San José : Diario Oficial La Gaceta, 19 de Marzo de 2007. - 55.

Morales A. Caracterización de Aguas Residuales del Beneficiado de Café. [Informe]. - Costa Rica : CICAFFE, 1979.

Moreira F Evaluación de la eficiencia de una planta piloto de tratamiento de aguas residuales servidas con un RAFA y un Filtro Percolador [Informe]. - Guatemala : Universidad de San Carlos de Guatemala, 1989.

Morgan Sagastume Fernando, Morgan Sagastume Juan Manuel y Noyola Robles Adalberto APLICABILIDAD DE LA DIGESTIÓN ANAEROBIA PARA EL TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES [Conferencia] // Congreso Interamericano de Ingeniería Sanitaria y Ambiental. - México DF : [s.n.], 1996.

Muñoz J. Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales Agroindustriales: Parámetros de Operación, diseño y control [Publicación periódica] // Tratamiento de Aguas Residuales, basura y escombros en el Ámbito Rural. - Madrid : Agrícola Española, S.A., 1993.

Orozco Restrepo Paula Andrea ARRANQUE Y PUESTA EN MARCHA DE UN REACTOR METANOGENICO TIPO UAF PARA EL TRATAMIENTO DE LAS [Libro]. - Maizales : [s.n.], 2003. - Tesis para optar el título de Ingeniera de Ingeniera Química .

Palacio Ivarth Guía práctica para la identificación, formulación y evaluación de proyectos [Libro]. - Bogota : Editorial Universidad del Rosario, 2010.

Penagos Hnos Emagister.com [En línea] = Manual beneficio ecológico UCBE 1500. - Penagos Hnos. & Cia. - 15 de Febrero de 2012. - <http://grupos.emagister.com/ficheros/vcruzada?idGrupo=1640&idFichero=329796>.

Repetto G y Rodezno P. Apuntes sobre las aguas negras [Libro]. - San Salvador : [s.n.], 1991. - Segunda edición.

Rodríguez Jenny Alexandra Ingeniero ambiental [En línea] = ARRANQUE Y OPERACIÓN DE REACTORES ANAEROBIOS. - 25 de Enero de 2012. - <http://www.ingenieroambiental.com/4014/arranque.pdf>.

Rodríguez Perez Suyén, Pérez Silva Rosa y Fernández Boizán Maikel Estudio de la biodegradabilidad anaerobia de las aguas residuales del beneficio húmedo de café [Publicación periódica] // Interciencia. - Carácas : Interciencia, Noviembre de 2000. - 008 : Vol. 25. - págs. 386-390. - 0378-1844.

S.A. B.T.G. de Centroamérica PLANTA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES DE L CAFÉ REACTOR ANAEROBIO DE FLUJO ASCENDENTE Manual para el usuario BENEFICIOS VOLCAFE [Conferencia]. - Costa Rica : [s.n.].

Tchobanoglous George, Burton Franklin L. y Stensel H. David Wastewater Engineering: Treatment and Reuse [Libro]. - [s.l.] : Metcalf & Eddy Inc., 2003. - Cuarta Edición.

Wasser R. Planta de Tratamiento de aguas residuales del café. Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente. Manual de Laboratorio. Beneficio Coopronaranjo R.L. [Libro]. - [s.l.] : B.T.G. de Centroamérica, 1996.

Wasser R. Tratamiento Anaerobio de Aguas Residuales de Café. Diseño de sistemas [Libro]. - Heredia : ICAFE, 1995.

Anexos

ANEXO 1. Proceso de beneficiado

El proceso de beneficiado actual de VOLCAFE San Diego S.A., trabaja con el sistema de beneficiado húmedo, funciona con una combinación de la tecnología antigua del beneficio y maquinaria de la empresa PENAGOS, esta se puede describir de la siguiente manera:

Recibido del café: Como primera instancia el café cereza es recibido y almacenado en sifones, que se encuentran bajo nivel de tierra y con agua, hasta que empiece el chancado. El agua de los sifones es reutilizada hasta que quede con cierta cantidad de miel y se necesite cambiarla por una con mejor calidad.

Procesamiento de Chancado y desmucilaginado: El proceso comienza con el lavado del café, este es el primer contacto del café cereza con el agua, en un cañón despedregador con el fin de eliminar cualquier piedra u otro objeto pesado que pueda dañar las máquinas despulpadoras. Luego es bombeado hasta un canal de separación de flotes, que da lugar al inicio de la maquinaria PENAGOS, donde se realiza la primera separación de calidades de café. Un escurridor de fruta es encargado de separar la mayor cantidad el agua que acompaña al café, agua utilizada para lavar y transportar, antes de conducir la fruta a los canales de alimentación de los despulpadores.

Los despulpadores PENAGOS tienen la capacidad de desprenderle la pulpa al café con una cantidad baja de agua. En esta parte del proceso, donde la pulpa es removida, el grano del café resultante está cubierto por el mesocarpio o mucílago. Es necesario desprender el mucílago después de despulpar el fruto del café, pues facilita el secamiento del café en pergamino, evita el posible deterioro de la calidad del café y prevenir que en el secamiento del grano del café se adhiera entre sí (Cleves Serrano, 1998).

El proceso de beneficiado de VOLCAFE San Diego cuenta con la desmucilaginadora DELVA de PENAGOS, esta máquina es un desmucilaginador lavador vertical ascendente. El DELVA trabaja en cuatro etapas que trabajan de manera simultánea y progresiva aprovechando la fuerza de gravedad (Penagos). La primera etapa es la entrada del café a la máquina, la segunda etapa realiza el desmucilaginado y separación de impurezas como pulpa,

fibra y ripio, la tercera fase consiste en la limpieza del grano gracias a dos inyectores de agua de limpia y la última etapa consiste en la graduación del desprendimiento del mucílago e impurezas.

Luego el café pergamino es llevado a secar al sol. Y recibe otros procesos hasta llegar a ser café oro (grano de café seco y tostado).

Para el tratamiento de las aguas residuales VOLCAFE San Diego S.A cuenta con 3 tratamientos en serie: un tratamiento primario (sedimentación primaria), tratamiento secundario (digestión de las aguas mediante un reactor anaerobio de flujo ascendente conocido con el nombre “RAFA” o en sus siglas en inglés UASB) y un tratamiento terciario (sedimentación secundaria).

ANEXO 2:

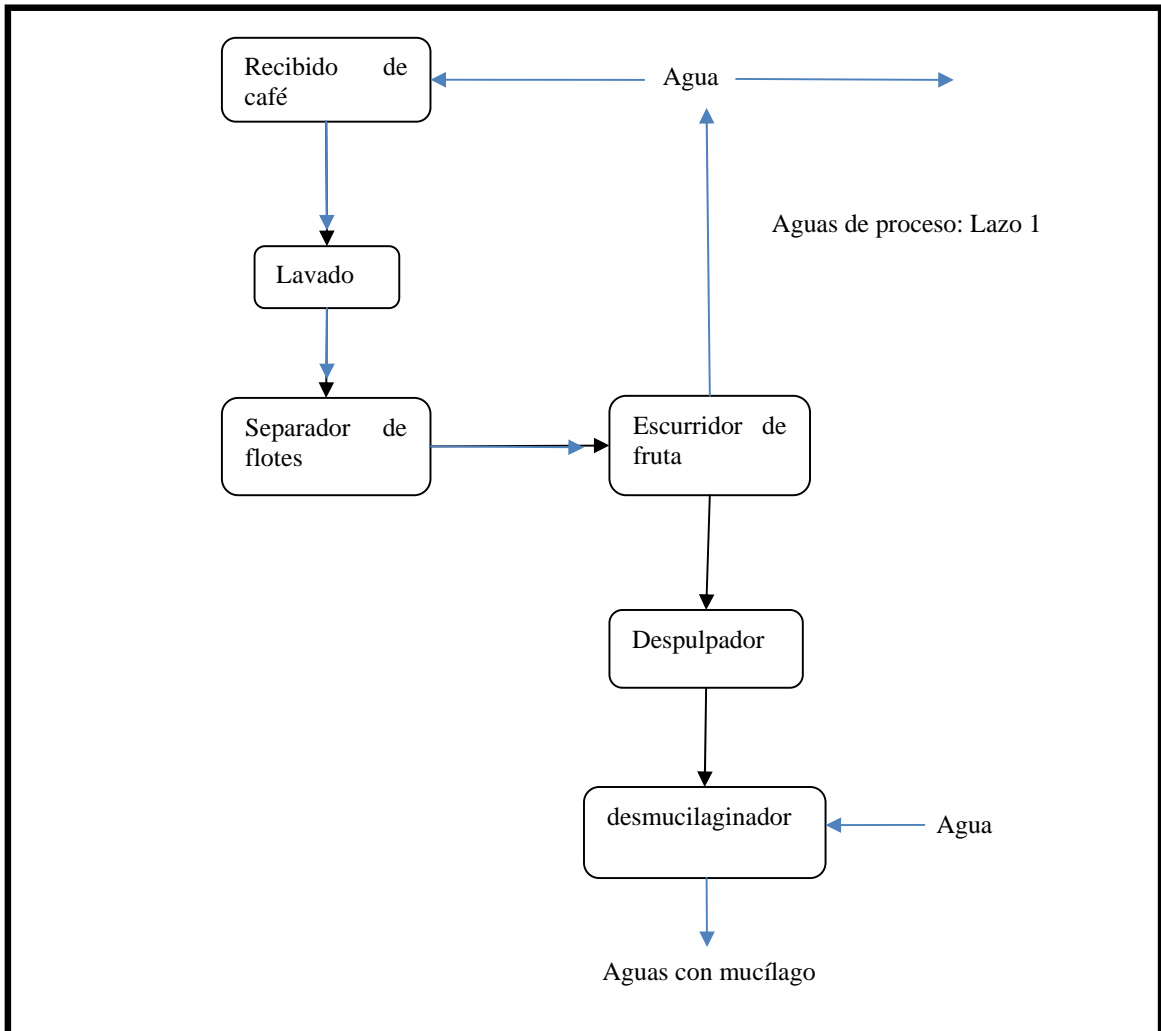


Ilustración 2. Configuración del proceso de beneficiado de donde provienen las aguas residuales que alimentan al sistema de tratamiento de aguas de San Diego VOLCAFE

Anexo 3: Fotografías de las pruebas preliminares de tratamiento de mucílago con *Saccharomyces Cerevisiae*



P1: Muestra de agua con mucílago tomada del tanque pulmón. Una hora después de agregarse los 25g de levadura.



P2: Muestra de agua con mucílago tomada del tanque pulmón. Una hora después de agregarse los 5g de levadura.



P3: Muestra de agua con mucílago tomada del tanque pulmón. Una hora después de agregarse los 5g de levadura.



P1: 18 horas después de agregarse los 25g de levadura.



P2: 18 horas después de agregarse los 5g de levadura.



P3: 18 horas después de agregarse los 5g de levadura.

ANEXO 4 Técnicas de análisis.

DQO:

Se realizó mediante el método colorimétrico. Pasos:

1. En un vial, se colocaron 3 ml de Dicromato de Potasio con una punta de Sulfato de Plata.
2. Se agregaron 0.5 ml de muestra para el caso del efluente y 0.5 ml de muestra diluida por factor necesario caso afluente.
3. Se calentó en un termoreactor por 120 minutos.
4. Se dejó enfriar hasta alcanzar una temperatura permisible al tacto.
5. Se realizó la medición en el colorímetro, colocando primero un blanco de dicromato de potasio sin muestra y posteriormente la muestra digerida.

ALCALINIDAD

1. Se tomaron 25 ml del efluente del reactor, y se midió el pH.
2. Se anotó el volumen de HCl presente en la bureta (V_i)
3. Se tituló con HCl 0.1008 N hasta alcanzar un pH de 3.
4. Se anotó el volumen de HCl necesario para alcanzar ese pH (V_f)
5. Se hace la resta de $V_f - V_i = V_c$.
6. Se multiplicó el $V \cdot \text{Normalidad del ácido} \cdot 40 = \text{meq/L}$

ÁCIDOS GRASOS VOLÁTILES (AGV).

1. Una vez que se calcula la alcalinidad, se tomó esa misma muestra y se calentó en una plantilla de gas hasta ebullición.
2. Se dejó enfriar.
3. Se anotó el volumen de NaOH contenido en la bureta. (V_i)
4. Se tituló la muestra con NaOH 0.1058N hasta alcanzar un pH de 7.
5. Se anotó 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 multiplicó el $V \cdot \text{Normalidad de la base} \cdot 40 = \text{meq/L}$

NOTA: Para calcular la Alcalinidad en mg CaCO₃, se utilizó la siguiente fórmula: Volumen consumido de HCl * Normalidad del ácido * 2000 = mg CaCO₃

Fórmulas Para Calcular los Valores de Algunos Parámetros:

$$\% \text{ Eficiencia} = (\text{Kg-DQO día efluente} / \text{DQO día afluente}) * 100.$$

Anexo 5: Registro Fotográfico



Vista lateral del sedimentador primario.



Interior de una de los compartimientos del sedimentador primario.



Tanque pulmón



Tamiz rotatorio ubicado antes del reactor anaerobio de flujo ascendente



Tanque de entrada del agua residual si diluir, ubicado posterior al tamiz rotatorio.



Vertedero de entrada contiguo al tanque de entrada. Aquí fueron medidos los DQO de entrada.



Reactor anaerobio de flujo ascendente



Tanque de distribución de caudales con la tabla obstruyendo la entrada del tercer módulo.



Salida de efluente de los 3 módulos del reactor anaerobio de flujo ascendente



Obsérvese el agua que ingresó al tanque pulmón a inicios de arranque. Foto capturada el 18 de agosto del 2011.



Presencia de algas durante el arranque del reactor anaerobio.



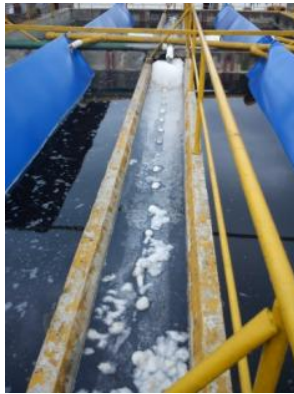
Sedimentador primario en operación. Obsérvese que se le forma una capa como una espuma que no sedimenta.



Agua almacenada en el tanque pulmón a mediados del mes de diciembre. Captura 14 de diciembre 2011.



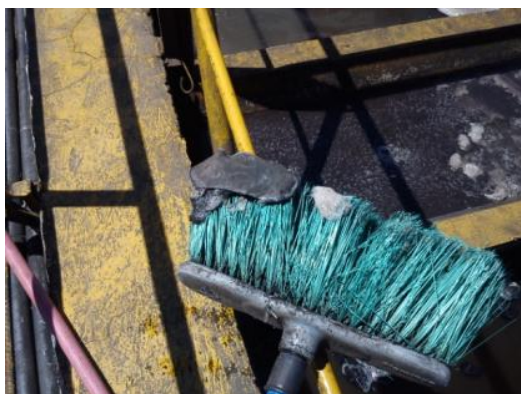
Agua almacenada en el tanque pulmón, día en que se necesitó evacuar agua residual por la cantidad de sólidos en la superficie del tanque. Captura 28 de diciembre 2011.



Vista de la canaleta de entrada del afluente al reactor a inicios de operación del reactor.



Vista de la canaleta de entrada del afluente al reactor cubierta con una capa sólida que obstruía el paso del agua a través de los tubos de alimentación.



Toalla sanitaria femenina encontrada flotando en las aguas del reactor anaerobio.



Tamiz rotatorio en funcionamiento. Obsérvese la cantidad de agua que sale junto con el sólido.

ANEXO 6. Diseños propuestos en el apartado propuestas de mejora