

Universidad de Costa Rica  
Facultad de Ingeniería  
Escuela de Ingeniería Agrícola

**Parámetros Operativos y Capacidad de Procesamiento del Reactor  
Anaerobio en el Beneficio Coopelibertad R.L.**

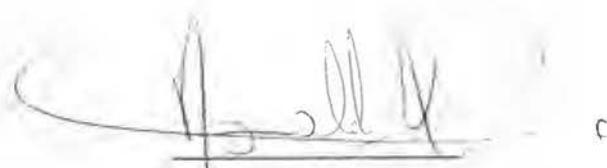
TESIS

Para ser presentada a la Facultad de Ingeniería como requisito para optar al grado  
académico de Licenciado en Ingeniería Agrícola

Leonardo Sánchez Hernández

Febrero - 2000

Ing. Rónald Jiménez Ch. M.Sc.  
Director de Tesis



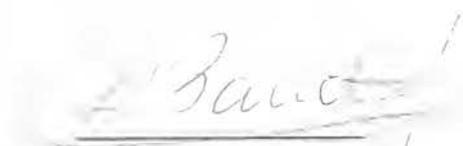
Firma

Ing. Edgar Mairena  
Lector de Tesis



Firma

Ing. Daniel Baudrit M.Sc.  
Lector de Tesis



Firma

Dr. Hernán Solís  
Miembro del Comité



Firma

Ing. Guillermo Vargas  
Miembro del Comité



Firma

## DEDICATORIA

A Dios por permitirme compartir este logro con mis seres queridos.

A mis padres Enrique y Ana. Este es el resultado de su esfuerzo y dedicación, brindándome siempre su amor y apoyo incondicional. Eternamente agradecido.

A mis hermanos Mario y Gloriana.

A mi esposa Mónica, quién es y será siempre el motivo para alcanzar todas mis metas.

A Oscar, mi compañero, mi buen amigo.

## AGRADECIMIENTOS

Al Ing. Edgar Mairena, por su confianza hacia mi persona, guiándome y aconsejándome de la mejor manera posible.

A los miembros del Tribunal Evaluador, por su cooperación y observaciones que ayudaron a enriquecer más este trabajo, en especial a los ingenieros Ronald Jiménez y Daniel Baudrit.

A la gerencia de Coopelibertad R.L., y especialmente a todo el personal que conforma el beneficio, por haberme brindado su amistad y cooperación, además de haberme permitido desarrollarme profesionalmente.

A Boris Arroyo y Henry Cabezas quienes me brindaron su colaboración y apoyo incondicional durante toda la cosecha.

A mi mejor amigo desde la infancia Ing. Armando Acuña, por su colaboración para la conclusión de este trabajo.

A mis grandes compañeros Rodolfo Serrano, Adriana Cerdas y Leonardo Morales, con quienes compartí grandes momentos a lo largo de la carrera.

Al personal docente y administrativo de la Escuela de Ingeniería Agrícola.

## INDICE GENERAL

Página

DEDICATORIA.....	iii
AGRADECIMIENTOS.....	iv
INDICE GENERAL.....	v
INDICE DE CUADROS.....	viii
INDICE DE FIGURAS.....	ix
RESUMEN.....	xi
CAPITULO 1. INTRODUCCION.....	1
1.1. Objetivos.....	2
1.1.1. General.....	2
1.1.2. Específicos.....	2
CAPITULO 2. MARCO TEORICO.....	4
2.1. Convenio de cooperación interinstitucional para el tratamiento de aguas residuales en los beneficios del país.....	4
2.1.1 Etapas del convenio.....	5
2.2. Proceso interno en el beneficiado del café para la reducción en la contaminación de las aguas residuales.....	9
2.2.1. La recirculación del agua.....	10
2.2.2. El tamizado fino de las aguas.....	13
2.2.3. El empleo de tanques sedimentadores.....	14
2.2.4. El despulpado en seco.....	14
2.3. Tratamientos biológicos.....	15
2.4. Proceso aeróbico.....	15
2.5. Proceso anaerobio.....	16
2.5.1. Proceso de descomposición.....	17
2.5.2. Factores ambientales que afectan la descomposición anaerobia.....	22
2.5.3. El proceso anaerobio y el agua residual de café.....	24
2.6. Lagunas de estabilización.....	26
2.6.1. Clasificación.....	26

2.6.2. Proceso de lagunaje aeróbico.....	28
2.6.2.1. Proceso aeróbico de depuración por lagunaje.....	28
2.6.2.2. Lagunas aeróbicas.....	30
2.6.3. Proceso de lagunaje anaerobio.....	31
2.6.3.1. Proceso anaerobio de depuración por lagunaje.....	32
2.6.3.2. Lagunas anaerobias.....	33
2.6.3.3. Ventajas y desventajas.....	35
2.6.4. Evaluación del tratamiento de aguas residuales en beneficios que utilizan lagunas.....	36
2.7. Reactores anaerobios de flujo ascendente.....	41
2.7.1. Generalidades.....	41
2.7.2. Filtro anaerobio en flujo ascendente.....	46
2.7.3. Reactor anaerobio UASB.....	48
2.7.4. Desarrollo en Latinoamérica.....	54
2.7.5. Desarrollo en Costa Rica.....	56
<b>CAPITULO 3. SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EN EL     BENEFICIO COPELIBERTAD R.L.....</b>	<b>61</b>
3.1. Ubicación del beneficio.....	61
3.2. Descripción de las unidades más importantes.....	62
3.2.1. Tanques, bolsas auxiliares, laguna de lodos y equipos alternos..	62
3.3. Descripción de las etapas.....	69
3.3.1. Recirculación de las aguas y descarga única en el beneficio húmedo.....	69
3.3.2. Separación de sólidos gruesos por un tamíz.....	74
3.3.3. Separación de sólidos sedimentables en un sedimentador.....	78
3.3.4. Eliminación de la materia orgánica disuelta por el tratamiento anaerobio en reactores.....	79
<b>CAPITULO 4. METODOLOGIA.....</b>	<b>92</b>
4.1. Monitoreo del reactor anaerobio en el beneficio Coopelibertad R.L.....	92
4.2. Parámetros de estabilidad del proceso.....	93
4.2.1. Acidez de las aguas.....	93

4.2.2. Alcalinidad y Ácidos Grasos Volátiles.....	94
4.3. Parámetros en el balance de materiales.....	95
4.3.1. Flujo de agua.....	96
4.3.2. Demanda Química de Oxígeno del afluente y efluente.....	98
4.3.3. Producción de biogás.....	101
4.3.4. Temperatura.....	102
4.3.5. Sólidos sedimentables.....	103
4.4. Sistema automatizado de monitoreo.....	105
CAPITULO 5. RESULTADOS Y DISCUSION.....	109
5.1. Consumo de agua por fanega en el beneficio Coopelibertad R.L.....	109
5.1.1. Cálculo del consumo.....	110
5.1.2. Cálculo de la cantidad de agua tratada por el reactor anaerobio.....	113
5.2. Evaluación de los parámetros de estabilidad del proceso.....	116
5.2.1. Grado de acidez.....	116
5.2.2. Alcalinidad y Ácidos Grasos Volátiles.....	121
5.3. Parámetros de balance de masas.....	128
5.3.1. Flujo de agua.....	128
5.3.2. DQO en el afluente y efluente.....	130
5.3.2.1. Eficiencia de remoción de la materia orgánica que ingresó al sistema.....	138
5.3.3. Producción de gas.....	139
5.3.3.1. Generador eléctrico.....	142
5.3.4. Temperaturas en el reactor anaerobio.....	143
CAPITULO 6. CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES.....	148
6.1. Conclusiones.....	148
6.2. Recomendaciones.....	150
BIBLIOGRAFIA.....	153

## INDICE DE CUADROS

	Página
Cuadro 2.1. Características físico-químicas en aguas residuales.....	10
Cuadro 2.2. Cantidad de DQO según las recirculaciones.....	13
Cuadro 2.3. Resumen de la evaluación en los sistemas de tratamiento de Aguas residuales en seis plantas beneficiadoras con lagunas.....	39
Cuadro 2.4. Características de diferentes inóculos.....	45
Cuadro 2.5. Resultados obtenidos en diferentes países con reactores Anaerobios de flujo ascendente.....	54
Cuadro 3.1. Características de las bombas más utilizadas en el tratamiento Final de aguas en el beneficio Coopelibertad R.L.....	85
Cuadro 4.1. Equipo de laboratorio del reactor anaerobio para el análisis químico de las aguas residuales en el beneficio Coopelibertad R.L.....	102
Cuadro 5.1. Datos obtenidos en las mediciones del caudal a la entrada de las Canaletas del reactor grande en el beneficio Coopelibertad R.L....	132
Cuadro 5.2. Valores de DQO en las aguas de despulpado del beneficio Coopelibertad R.L.....	134
Cuadro 5.3. Valores de DQO en las aguas de arrastre del café fruta en el beneficio Coopelibertad R.L.....	135
Cuadro 5.4. Valores de DQO en las aguas de lavado del café en el beneficio Coopelibertad R.L.....	135
Cuadro 5.5. Valores de DQO en las aguas de enjuague del equipo en el beneficio Coopelibertad R.L.....	136

## INDICE DE FIGURAS

	Página
Figura 2.1. Plan de descontaminación de los beneficios de café.....	8
Figura 2.2. Proceso simple de la descomposición anaerobia. ....	19
Figura 2.3. Fases del proceso de descomposición anaerobia.....	21
Figura 2.4. Esquema de un biofiltro anaerobio y un biodigestor.....	49
Figura 2.5. Instalación de un reactor anaerobio UASB prototipo.....	53
Figura 2.6. Corte esquemático de un reactor anaerobio de flujo ascendente instalado en Costa Rica para beneficios de café.....	60
Figura 3.1. Tanque sedimentador y de envío del beneficio Coopelibertad R.L...	64
Figura 3.2. Bolsa de almacenamiento de agua cruda y laguna de lodos del beneficio Coopelibertad R.L.....	65
Figura 3.3. Tanque de mezcla y regulador de flujo del beneficio Coopelibertad R.L.....	67
Figura 3.4. Bolsa de almacenamiento del biogás y generador eléctrico.....	68
Figura 3.5. Horno para la calefacción del reactor en el beneficio Coopelibertad R.L.....	70
Figura 3.6. Diagrama de bloques para las aguas de proceso en el beneficio Coopelibertad R.L.....	75
Figura 3.7. Diagrama de bloques para el proceso de aguas de enjuague en el beneficio Coopelibertad R.L.....	77
Figura 3.8. Tanque de mezcla del beneficio Coopelibertad R.L.....	81
Figura 3.9. Reactores anaerobios del beneficio Coopelibertad R.L.....	87
Figura 3.10. Corte transversal del reactor anaerobio de flujo ascendente.....	88
Figura 3.11. Diagrama de planta del reactor anaerobio en el beneficio Coopelibertad R.L.....	90
Figura 3.12. Diagrama de flujo en bloques de las dos últimas etapas del tratamiento de aguas en el beneficio Coopelibertad R.L.....	91
Figura 4.1. Vertedor rectangular y triangular para la medición del caudal en el afluente y efluente del reactor.....	99

Figura 4.2. Hoja de control diaria del monitoreo realizado al reactor anaerobio.....	104
Figura 4.3. Hoja de control para la alcalinidad y AGV's del reactor anaerobio.....	107
Figura 4.4. Hoja de control para la determinación del DQO en el reactor.....	108
Figura 5.1. Comportamiento de la cantidad de agua consumida en función del café procesado durante la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	115
Figura 5.2. Comportamiento de la acidez para los meses de octubre y noviembre de la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad.....	118
Figura 5.3. Comportamiento de la acidez para los meses de diciembre y enero de la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	119
Figura 5.4. Comportamiento de la acidez para los meses de febrero y marzo de la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	122
Figura 5.5. Comportamiento de la alcalinidad y AGV's a la salida del reactor durante la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	124
Figura 5.6. Comportamiento de la alcalinidad y AGV's durante la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	126
Figura 5.7. Comportamiento individual de los AGV's y alcalinidad en el reactor durante la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	127
Figura 5.8. Comparación de los valores de DQO a la entrada y salida del reactor, en función de la normativa vigente durante la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	137
Figura 5.9. Producción total de gas y en cada reactor durante la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	140
Figura 5.10. Comportamiento de las temperaturas para los meses de diciembre y enero de la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad.....	145
Figura 5.11. Comportamiento de la temperatura para el mes de febrero durante la cosecha 98/99 en el beneficio Coopelibertad R.L.....	146

## RESUMEN

Se aplicó una metodología a nivel de laboratorio por medio de análisis químicos y de campo, con mediciones directas puntuales, monitoreando el balance de materiales (flujo de agua, producción de biogás y materia orgánica cruda), así como el controlar la estabilidad de un proceso anaerobio bastante complejo, por medio de dos reactores de flujo ascendente que conforman el sistema de tratamiento final de las aguas residuales en el beneficio Coopelibertad R.L.

La estabilidad se evaluó por medio de tres parámetros : pH, alcalinidad y ácidos grasos volátiles (AGV's), donde estos dos últimos reflejaron comportamientos directamente proporcionales en los centros y a la salida de ambos reactores.

Un resultado muy importante, fue el hecho de sustituir la soda cáustica por cal talco para el control del pH. Lo anterior representa un gran ahorro económico, así como una manipulación más sencilla y menos peligrosa por parte de los operarios del sistema.

Con la cantidad de materia orgánica presente en las aguas mieles (denominada en términos de DQO), se logró determinar una eficiencia de remoción del 91.15%.

La producción de gas, aparte de ser un subproducto de la descomposición de las aguas, que fue aprovechado como una fuente calorífica ó energética, mantuvo una relación directa con el DQO de afluente, ya que sirvió para definirla cantidad de materia orgánica cruda que ingresó al reactor, incrementando según las posibilidades entre un 4 y un 7% más cada día.

Se logro determinar un consumo de agua por fanega menor al metro cúbico, así como el grado de contaminación por medio del DQO en todas las aguas que participan en los procesos de beneficiado húmedo. Esto último permitió identificar aquellas aguas que no era necesario su tratamiento, incrementando la eficiencia operativa del reactor anaerobio.

# CAPITULO 1

## INTRODUCCION

El mundo actual se encuentra en una era de transición hacia el siglo XXI, en donde el hombre ha ido transformando con nuevas tecnologías, aquellas situaciones que en un momento dado le representaron un problema. El reto que implica la aplicación de dicha tecnología con el fin de obtener la respuesta esperada, conlleva a un estudio donde se pueda evaluar y mejorar las condiciones de desarrollo.

Uno de esos problemas durante mucho tiempo en Costa Rica, ha sido la gran cantidad de contaminación por parte del sector cafetalero tanto en los ríos como en la atmósfera, debido a las aguas residuales y a la emisión de metano producidos directamente en el procesamiento del café. Un ejemplo de lo anterior, según información brindada por el Instituto de Café de Costa Rica (ICAFE, 1993) . son las aproximadamente 3000000 de fanegas por cosecha que producen igual cantidad de metros cúbicos de agua por año. Este gran volumen de agua residual, maneja concentraciones de materia orgánica de alrededor de las 24000 toneladas, que pueden convertirse hacia el ambiente en 4166 toneladas de metano o a su vez en 132000 toneladas de dióxido de carbono. Ante esta problemática se han invertido en los últimos años más de cinco mil millones de colones, procurando buscar las mejoras en los equipos y procesos internos en todos los beneficios del país, para reducir y tratar esos desechos.

El tratamiento de las aguas residuales del café, tiene en la actualidad una solución en el uso de reactores anaerobios, ayudando a transformar altas concentraciones de materia orgánica contaminante, en biogás, y sobre todo garantizar el cumplimiento de las leyes y reglamentos vigentes de normas de vertido y rehuso de las aguas para este tipo de actividad.

Por lo descrito anteriormente, es importante generar la información necesaria referente a los parámetros operativos y a la capacidad de procesamiento de estos reactores, durante la cosecha, determinando por medio de pruebas físico-químicas el grado de depuración de las aguas y la generación

del biogás obtenible como fuente energética para su utilización en la planta de beneficiado.

El tema de reactores anaerobios en los beneficios de café es prácticamente reciente en Costa Rica, tanto que en la cosecha 1996 –1997, se experimentó con el primer reactor prototipo de tecnología europea en el Beneficio San Juanillo de Naranjo.

Este trabajo de investigación, pretende brindar de una manera objetiva, los resultados operativos y la capacidad de procesamiento del sistema de tratamiento de las aguas residuales, en un beneficio a gran escala como lo es Coopelibertad R.L., así como el aprovechamiento que se le da a las aguas dentro del proceso de beneficiado para dejar plasmado los problemas, componentes, funcionamiento y manejo en sí del reactor más grande de Costa Rica en la actualidad.

## **1.1 Objetivos**

### **1.1.1 Objetivo General**

Medir los parámetros operativos y la capacidad de procesamiento del reactor anaerobio en el beneficio Coopelibertad R.L. durante la cosecha 1998-1999.

### **1.1.2 Objetivos Específicos**

1. Recopilar información sobre el tratamiento de aguas residuales agroindustriales.
2. Caracterizar la recolección y determinación de datos para el reactor anaerobio en el beneficio Coopelibertad R.L. durante la Cosecha 1998-1999.
3. Obtener y caracterizar las principales parámetros operacionales con base en los datos obtenidos durante la cosecha 1998-1999 del reactor anaerobio en el beneficio Coopelibertad R.L.

4. Elaborar el diagrama de flujo de las aguas utilizadas dentro del beneficiado húmedo del beneficio Coopelibertad R.L.
5. Elaborar el diagrama de flujo y de proceso del tratamiento de las aguas residuales en el beneficio Coopelibertad R.L.
6. Evaluar el funcionamiento del reactor anaerobio en el Beneficio Coopelibertad R.L. para la Cosecha 1998-1999.

## CAPITULO 2

### MARCO TEORICO

#### **2.1 Convenio de cooperación interinstitucional para el tratamiento de aguas residuales en los beneficios del país**

La importancia que ha tenido el cultivo de café (*Coffea arabica*) en el desarrollo económico de nuestro país, tiene hoy su alto precio en la contaminación ambiental que los beneficios han generado.

El sector cafetalero en Costa Rica durante muchos años atrás, no se preocupó por implantar sistemas en donde el café se tratara, de tal manera que no afectara el medio. No es sino hasta inicios de la década de los noventa (1991), donde la gran mayoría de instituciones dedicadas a este cultivo en nuestro país, Centro América y Panamá, viajan a Colombia para analizar la reducción en el consumo del agua dentro del beneficio y el tratamiento de las aguas mieles en el café.

Las aguas mieles y los residuos sólidos del proceso del beneficiado del café, son los causantes principales de los problemas sanitarios en los ríos que colindan con los beneficios y desembocan posteriormente en el mar.

Ante esta problemática, se firmó el 27 de agosto de 1992 el Convenio de Cooperación Interinstitucional para el Tratamiento de las Aguas Residuales del Beneficiado de Café (Anexo 1), integrado por el Instituto del Café de Costa Rica (en adelante ICAFE), el Servicio Nacional de Electricidad (en adelante SNE), el Instituto Costarricense de Acueductos y Alcantarillados (en adelante AyA) y el Ministerio de Salud, con el propósito de reducir a través de un proceso de cuatro etapas el nivel de contaminación de las aguas residuales, protegiendo la salud pública y el ambiente en general.

### 2.1.1 Etapas del convenio

La primera etapa se implantó en la cosecha 1992 -1993, y se basó en un control más fácil de las aguas descargadas por medio de un único punto de medición, reduciendo y registrando en los diferentes procesos del beneficiado, el consumo de agua recirculada; además de una separación efectiva de la pulpa.

En la cosecha 1995-1996 se inició la operación de la segunda etapa, exigiendo a los beneficios de café la reducción de los sólidos suspendidos en las aguas residuales en un 50 %, así como la implementación del transporte no hidráulico de la pulpa, el despulpado en seco y la disposición de los lodos tratados en forma correcta, todo para optar por el permiso sanitario de funcionamiento, correspondiente a dicha cosecha.

El 7 de noviembre de 1994, los jefes del ICAFE junto al Ministro de Salud de entonces, firmaron con la Dirección del Comité Coordinador Regional de Instituciones de Agua Potable y Saneamiento de Centro América, Panamá y República Dominicana (en adelante CAPRE), y la Agencia de Cooperación Alemana (en adelante GTZ), la ampliación del Convenio elaborado dos años atrás (Anexo 2), en la cual se establecieron entre otros puntos, lo siguiente: "La tercera etapa del Convenio Interinstitucional suscrito en 1992 es requisito obligatorio para todos los beneficios del país para que puedan funcionar en la Cosecha 1996 - 1997".

Esta tercera etapa contemplaba el tratamiento anaerobio de los materiales disueltos, con el fin de disminuir los sólidos totales, la Demanda Química de Oxígeno (en adelante DQO) y la Demanda Bioquímica de Oxígeno (en adelante DBO) en un 80 %.

La ampliación del Convenio, tuvo además como logro, la contratación y financiamiento por parte del CAPRE-ICAFE-GTZ, de la empresa consultora nacional A.T.F. Consultores S.A que proporcionó, de acuerdo a la capacidad de cada beneficio, los planos, memorias de cálculo y los manuales de mantenimiento y operación del tratamiento primario y lodos de aguas mieles en el beneficiado húmedo, requeridos por el Departamento de Control Ambiental del Ministerio de

Salud, agilizando así la tramitación de los proyectos, ante la Comisión Revisora de Permisos de Construcción.

La etapa final del Convenio en mención, era el determinar los parámetros de diseño de los sistemas de tratamiento anaerobio, para las aguas residuales en café. Nuevamente se firmó otra prórroga el 13 de agosto de 1996 entre el ICAFE, CAPRE, GTZ, el Ministerio de Salud y el Ministerio de Ambiente y Energía, en la que se acuerda una evaluación tecnológica para la Cosecha 1996-1997, en aspectos como diseño, operación y resultados, definiendo así los parámetros de diseño en lagunas y reactores anaeróbicos, para su aplicación final en las aguas residuales del café en la Cosecha 1997-1998.

Es por ello que el ICAFE firmó un contrato de consultoría con la empresa holandesa Biomass Technology Group B.V (en adelante BTG), el 1 de diciembre de 1995, con el objetivo de apoyar al ICAFE en su investigación, demostrando que operacional y económicamente las lagunas y sobre todo los reactores anaeróbicos, son una solución factible en el tratamiento de las aguas residuales del café. Los resultados esperados del contrato se basaron en tres aspectos: (ICAFE-BTG, 1995)

1. Capacitación, entrenamiento y asistencia técnica a técnicos costarricenses en el diseño y la operación de instalaciones de descontaminación para el tratamiento de aguas residuales provenientes de los beneficios del café en tres seminarios – talleres y asistencia técnica en el lugar.
2. Diseño, construcción y puesta en marcha de dos instalaciones prototipos de tratamiento anaerobio, que están localizadas en dos beneficios de café en Costa Rica (San Juanillo y Pilas).
3. Evaluación conjunta de las actividades realizadas.

La Figura 2.1 muestra como, con la realización completa del Convenio Interinstitucional, la carga contaminante por fanega de café procesado se redujo de 28,1 a 1,5 kg/DQO/fanega para el año 1997. (ICAFE-BTG, 1996)

A continuación Vázquez (1996), describe en forma resumida las cuatro etapas previstas en el Convenio:

- a) Etapa I. Reducción del uso del agua en el beneficio: Antes de la firma del Convenio se empleaba 15,5 litros de agua por kilogramo de fruta beneficiada estableciéndose como obligatoria la meta de reducir ese consumo a una cuarta parte o sea 3,87 litros por kg. de fruta.
- b) Etapa II. Recuperación de sólidos pequeños de las aguas residuales: En esta etapa se estableció como obligatorio el empleo de tamices finos construidos en acero inoxidable con alambres de forma trapezoidal los cuales permiten la recuperación de sólidos mayores a 0,75 mm de grosor.
- c) Etapa III. Disminución del 50 % de los sólidos suspendidos: Se implementa la construcción de tanques sedimentadores así como de pequeñas lagunas de lodos para la disposición de los sedimentos. Además se establece como obligatorio el despulpado en seco de las cerezas (no confundir con beneficiado en seco) así como el transporte no-hidráulico de la pulpa.
- d) Etapa IV. Tratamiento anaerobio de las aguas. Se establece aquí como meta la reducción de contaminantes en un 80%, en términos de Demanda Química de Oxígeno y de Demanda Bioquímica de Oxígeno.

Con la puesta en marcha de las cuatro etapas del Convenio, se publicó el jueves 19 de junio de 1997, en el Diario Oficial La Gaceta (Anexo 3), el Reglamento de Vertido y Rehuso de Aguas Residuales, en donde se estipuló que para los beneficios de café, se permitirán concentraciones máximas de contaminantes de 1000 mg/l de DBO<sub>5,25</sub> y 1500 mg/l de DQO hacia los ríos.

El agua residual utilizada en este tipo de actividad, es considerada de tipo especial. El Capítulo II, Artículo 15 de la nueva legislación, establece en su apartado lo siguiente:

.....“En las aguas residuales de tipo especial, se deberán analizar los siguientes parámetros”:

- a) Demanda Bioquímica de Oxígeno (DBO<sub>5,20</sub>)
- b) Demanda Química de Oxígeno (DQO)
- c) Potencial hidrógeno (pH)
- d) Grasas y aceites (G y A)
- e) Sólidos sedimentables (SSed)

- f) Sólidos suspendidos totales (SST)
- g) Temperatura (T)

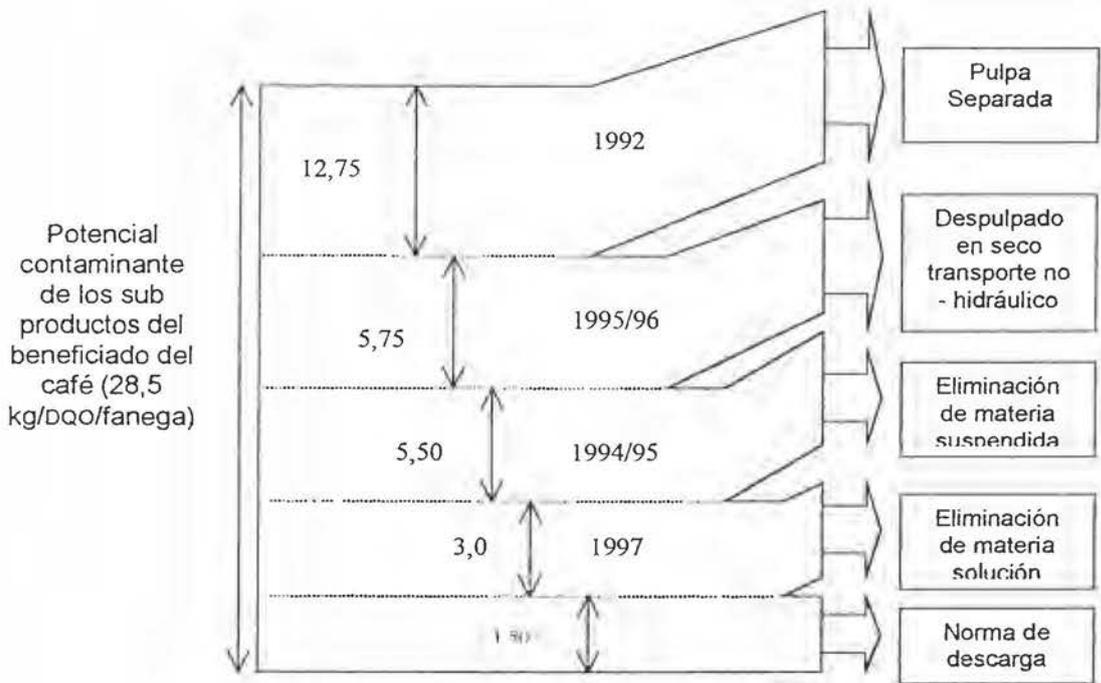


Figura 2.1 Plan de descontaminación de los beneficios de café: Etapas y planificación. (ICAFE – BTG, 1997)

No obstante el artículo anterior, solo se establecen en el documento los valores máximos permitidos de DBO<sub>5,20</sub> y DQO. A partir de la publicación de esa información, todos los beneficios deben apegarse a las especificaciones de la nueva legislación para poder operar.

Con la publicación de la ley, el Convenio Interinstitucional pierde vigencia, ya que nunca tuvo carácter legal sino de compromiso.

## **2.2 Proceso interno en el beneficiado del café para la reducción en la contaminación de las aguas residuales**

En la producción de los cafés lavados de alta calidad, los países están asumiendo un sobre costo que no está siendo bien reconocido en el mercado internacional y es debido a la contaminación de las corrientes de agua con los efluentes acuosos del proceso de beneficiado húmedo.

### **2.2.1 Capacidad contaminante de las aguas en el beneficiado húmedo**

Para Zuluaga (1992), los cafés arábicas recolectados racionalmente son beneficiados por vía húmeda y dan origen a las bebidas de más alta calidad pero generan contaminación del medio ambiente. Los cafés arábica y robusta recolectados indiscriminadamente (frutos maduros, verdes, pintones, secos en el árbol, recogidos del suelo, etc.) son beneficiados por vía seca (secados sin remover la pulpa) y dan origen a bebidas de calidad media y baja, respectivamente, pero no generan gran contaminación al medio ambiente.

La materia orgánica, retirada del fruto por el agua durante el beneficiado en húmedo de un kilogramo de café en cereza, produce una contaminación equivalente a la generada por una persona. En la actualidad países como Colombia producen cantidades del orden de los 3,2 millones de toneladas de café cereza por año, según estudios realizados por Zuluaga en la revista *Agronomía*, en julio de 1992.

La dimensión del problema de contaminación generado en las zonas cafetaleras por la producción del café suave lavado también puede entenderse al comparar las características físico-químicas de las aguas residuales del proceso de beneficiado húmedo de café con las aguas domésticas. Este análisis comparativo se puede apreciar el Cuadro 2.1 en un estudio realizado en Colombia.

Cuadro 2.1. Características físico-químicas en aguas residuales

Parámetro	Beneficio Húmedo				Aguas Residuales Domésticas
	Aguas del Despulpado		Aguas del lavado		
	Muestra		Muestra		
	A	B	A	B	
Agua usada (L/kg cereza)	1,8	7,2	1,2	4,8	
Sólidos Totales (mg/L)	19893	3660	10682	2287	435
DQO Sólidos Total. (mg/L)	24800	8150	15465	3385	389
Sólidos Disueltos (mg/L)	19552	3211	9377	2232	246
DQO Sólidos Dis. (mg/L)	20490	5676	9665	2720	
PH	5.0		4.4		7.0

Fuente: Revista *Agronomía*, 1992

Ante todo lo anterior, uno de los puntos más importantes en el proceso de depuración de las aguas residuales en el café, es sin duda alguna el grado de contaminación expresado en Demanda Química de Oxígeno. Entre mayor sea el valor del DQO, mayor dificultad habrá en lograr cumplir lo que estipula la legislación vigente, en el vertido y rehuso de las aguas mieles.

Es por ello que dentro del beneficio, se deben de plantear una serie de procesos internos, con el objetivo de que al tratamiento final de depuración de aguas le sea más fácil el manejo de la carga contaminante.

El Ingeniero Rolando Vázquez, quién laboró hasta los inicios de 1998 en el CICAPE, enfocó en un documento dos años antes de su salida, la problemática de la descontaminación de las aguas residuales en el beneficiado de café. Vázquez fue un precursor en el manejo de las aguas internas dentro del beneficiado, por lo que en cuatro procesos describe lo necesario para el manejo de las aguas mieles, según lo estipulado en el Convenio Interinstitucional.

## 2.2.2 La recirculación del agua

Debido a los racionamientos del agua producto del crecimiento de la demanda, se debe recurrir a otras técnicas para utilizar este recurso de la mejor forma posible, esto con el fin de contribuir de alguna forma con la naturaleza y el

medio ambiente. La recirculación o reutilización de las aguas es la respuesta al problema que se planteó anteriormente y viene a dar una alternativa que contribuye al uso óptimo de este recurso que cada vez se está limitando más por el uso que se le da en la actualidad (desperdicios, contaminación, etc.), así como al aumento en la demanda del producto. (Hasbun, 1994)

En el beneficiado tradicional (sin recirculación de aguas), se consume una cantidad considerable de agua, entre 4 y 6 m<sup>3</sup> por fanega de fruta, donde el Convenio establece para los beneficios valores no mayores de 1 m<sup>3</sup> por fanega.

Para Vázquez (1996), esta práctica se plantea como obligatoria con el propósito de tornar viable el tratamiento de la contaminación generada por el beneficio. Se solicita al sector beneficiador bajar el consumo de agua de 15.5 litros por kilogramo de fruta a solo 3.87 Litros. La recirculación disminuye la liberación de sólidos por la pulpa hasta un 30%, cuando la concentración de las aguas se ubica en 11000 mg/L de DQO. Cuando esa concentración se ubica en 30000 mg/l de DQO la liberación de contaminantes por la pulpa puede bajar hasta en más de un 50 %.

La recirculación de aguas, inhibe la generación de contaminantes de la pulpa, entregando de esa forma una pulpa más rica para cualquier uso posterior que de ella se quiera hacer. Estas observaciones fueron particularmente interesantes en las etapas en que todavía no era exigido el despulpado en seco y el transporte no hidráulico de la pulpa. Según las investigaciones de Vázquez, la recirculación bajó considerablemente los períodos de fermentación de las mieles que envuelven la semilla, representando una ampliación real de la disponibilidad de los tanques o pilas de fermentación, pues el café será evacuado de las pilas más rápido.

Vázquez (1996), afirma que en algunas plantas beneficiadoras donde el agua es bombeada desde los ríos o bien donde el agua residual es bombeada hacia los ríos, la recirculación ha significado un importante ahorro energético pues el consumo de kilowatts se ha visto reducido.

La calidad del café no se afectó según el estudio que realizó Vázquez. Es más, no se presentaron problemas con olores o sabores extraños, sino que se

confirmó que la recirculación de aguas del despulpado durante uno y aún dos días, le confirió al café mayores condiciones de acidez así como de aroma. No obstante, en un seminario-taller sobre tratamientos anaerobios de los residuos de café, realizado por PROMECAFE-IICA, PEICCE e ICAFE, se afirma que la calidad del café se ve un poco afectada por la recirculación de las aguas, por lo que se recomienda utilizar agua limpia en todos los procesos, siendo esto poco rentable, además de que se aumenta la cantidad de agua por fanega. Pero si se debiera recircular tendría que ser en ciertas etapas:

- 1) En el arrastre de la pulpa.
- 2) En la clasificación, donde se recomienda emplearla hasta dos veces.
- 3) En el despulpado y transporte del café a los tanques fermentadores cuantas veces se requiera el mismo día.
- 4) En el transporte de café lavado a los secaderos y silos, cuantas veces se requiera el mismo día.

Si bien es cierto que las cantidades de aguas residuales producidas son menores, hay que mencionar que estas salen con una carga orgánica mayor ya que se esta duplicando la concentración de acuerdo a la cantidad de recirculaciones. No obstante, es importante aclarar que el agua dentro del beneficio no debe ser recirculada mucho tiempo, ya que estudios realizados en la Corporación Autónoma Regional del Cauca en Colombia (1993), indican que en tres horas en el uso del agua inicialmente limpia, se puede llegar a terminar con un valor aproximado de 25000 mg/l de DQO en las aguas residuales. El Cuadro 2.2 presenta la cantidad de DQO obtenida por números de recirculaciones del agua dentro del beneficiado del café, en donde entre mayor sea el número de veces que se recircula el agua, mayor será la carga contaminante en DQO presente en el agua residual.

Cuadro 2.2 Cantidad de DQO según el número de recirculaciones.

Número de Recirculaciones	Cantidad de café tratado (kg cereza / l)	Cantidad de agua Usada (m <sup>3</sup> /ton)	DQO (mg/L)
0	0,3	17,5	7800
1	0,6	8,8	15200
2	0,9	5,8	25300
3	1,2	4,4	33600
4	1,5	3,5	36100
5	1,8	2,8	50000
6	2,1	2,5	56000

Fuente: Corporación Autónoma Regional del Cauca, 1993.

### 2.2.3 El tamizado fino de las aguas

Para Vázquez (1996), el segundo paso ya implementado en un 98% de los beneficios, ha sido el establecimiento y operación de tamices tipo "V wire" los cuales son los responsables de la retención de cualquier sólido del agua mayor a 0,75 milímetros de grosor. El trabajo realizado por estos tamices ya sea el de arco o bien los de forma cilíndrica, ha sido enormemente satisfactorio ya que están retirando grandes cantidades de sólidos gruesos de las aguas. Tanto las aguas de despulpado como las de lavado deben ser tamizadas.

Se han presentado algunos problemas de taponamiento de los tamices a causa del crecimiento bacterial en las rejillas, así como por adherencias de sustancias mucilaginosas, los cuales han sido resueltos lavando los mismos con el empleo de una solución de soda cáustica al 5%, a razón de un litro por tamiz. Dicha limpieza debe ser realizada al menos cada dos días para permitir un desempeño eficiente de los tamices. Sin embargo, es conveniente que la limpieza de los tamices se haga todos los días, inmediatamente después que se ha terminado el beneficiado. La cantidad de sólidos recuperados por los tamices en los beneficios donde todavía se practica el transporte de pulpa con agua, está relacionado con la eficiencia de los separadores pulpa-agua.

#### **2.2.4 El empleo de tanques sedimentadores**

El empleo de tanques sedimentadores para la remoción de sólidos suspendidos es obligatorio a partir de la cosecha 1995-1996.

En dichos tanques el tiempo de retención hidráulica es de 1 hora. Estos tanques deben ser diseñados para remover el 50% de los sólidos suspendidos; cumplen además en muchos casos la función de tanques de trasiego de agua ya que desde ellos el agua es devuelta al beneficio para ser reutilizada. Diariamente se deben evacuar los sedimentos y las natas y los mismos deben ser llevados a la laguna de lodos. (Vázquez, 1996)

#### **2.2.5 El despulpado en seco**

La práctica del despulpado en seco forma parte del beneficiado húmedo del café y la misma se perfila como la forma más económica de reducir la contaminación de las aguas, sin embargo, esta práctica supone el abandono del empleo de las separadoras de verde (las que han sido de gran aceptación en el beneficiado costarricense) y la instauración una vez más de los despulpadores de café de tambor o disco. (Vázquez, 1996)

El transporte no hidráulico de la pulpa es permitido por el despulpado en seco. El responsable de bajar la generación de contaminantes en un 50%, se debe a la práctica de no arrastrar la pulpa en agua. No obstante este despulpado en seco requiere una inversión económica importante dentro del beneficio, ya que se ocupa el rediseño para el empleo de transportadores mecánicos como los helicoidales o los de bandas de hule. Además no se puede usar agua para recuperar algunas semillas que se confunden con la pulpa cuando el mantenimiento de los equipos no se hace oportunamente.

Otro aspecto muy importante para reducir la contaminación de las aguas dentro del beneficio, se refiere a un diseño interno bien estructurado, en cuanto al aprovechamiento del espacio físico dentro de la planta. Lo anterior se refiere a una

menor distancia de recorrido del agua que procesa al grano, con el fin de evitar el menor contacto posible del agua con el café.

Un último proceso que no se nombró y que es uno de los más importantes en el beneficiado del café, se enfoca en el tratamiento final de las aguas residuales por medio de sistemas anaerobios y aeróbicos.

Este capítulo recopilará a continuación, la información necesaria en cuanto aspectos de uso, manejo y resultados que se relacionan con la mayoría de los sistemas de tratamiento, explicando con anterioridad, el funcionamiento físico-químico de los procesos involucrados.

### **2.3 Tratamientos biológicos**

Los tratamientos biológicos se dividen en dos procesos ampliamente conocidos, como lo son los aeróbicos y anaerobios. El uso de sistemas biológicos para el tratamiento de aguas residuales son muy conocidos y utilizados, pero otros, con base en estudios que demuestran su eficacia en la degradación de la materia orgánica, se están abriendo paso en este campo. En lo que resta de este capítulo se explicará cada proceso, además del tipo de tratamiento definido para cada uno por medio de los sistemas de lagunaje y del reactor.

### **2.4 Proceso aeróbico**

El proceso aeróbico se caracteriza porque la descomposición de la materia orgánica se lleva a cabo en presencia de oxígeno, produciéndose compuestos inorgánicos que sirven de nutrientes a las algas, las cuales a su vez producen más oxígeno que facilita la actividad de las bacterias aeróbicas, lo cual es un caso de simbiosis. El proceso de desdoblamiento de la materia orgánica se lleva a cabo con la intervención de enzimas producidas por las bacterias en sus procesos vitales. (A.T.F.,1996)

Solares (1959), indica que en el proceso aeróbico, el oxígeno es suministrado por la atmósfera y por las plantas con clorofila llamadas algas.

Según A.T.F. (1996), estas algas a su vez logran sintetizar materia orgánica que se incorpora a su propio protoplasma, como organismos autotróficos que son, produciéndose la fotosíntesis como se muestra en la siguiente reacción:



La materia orgánica muerta (putrescible) es desdoblada en compuestos inorgánicos por las bacterias. Estos compuestos inorgánicos son aprovechados por las algas para sintetizar materia orgánica viva (no putrescible), se produce el oxígeno que se consume y como resultado final, tenemos que la materia orgánica muerta es transformada en materia orgánica viva que pasa a formar parte del protoplasma de las algas. (A.T.F., 1996)

Las bacterias aeróbicas poseen el mayor coeficiente de producción celular debido a su uso más eficaz del sustrato. Generalmente un poco más de la mitad (56 %) de la Demanda Química de Oxígeno consumida por las bacterias aeróbicas es transformada a materia celular.

Además la aireación forzada brinda al agua la oxigenación debida para que el proceso aeróbico se lleve a cabo, a un costo económico mayor, debido principalmente al consumo energético que conlleva dicho sistema.

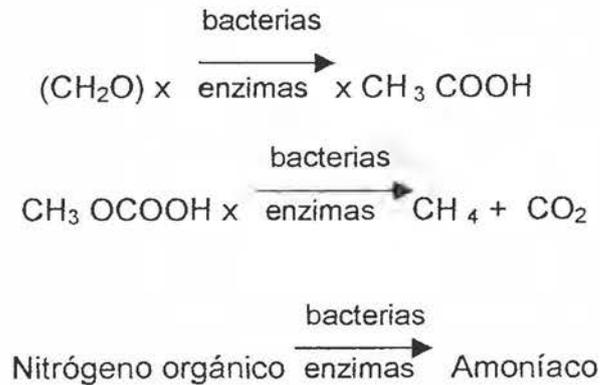
## 2.5 Proceso anaerobio

Un sistema anaerobio es aquél proceso que se desarrolla en ausencia de oxígeno.

Hoy en día, es conocido que en la descomposición de la materia orgánica, se pueden producir condiciones anaerobias ó aeróbicas, según el proceso requiera de una aportación o no de oxígeno.

Las reacciones anaerobias son más lentas que las aeróbicas y sus mecanismos de descomposición son sumamente complejos y aún no están

completamente aclarados. Muchos científicos han representado las reacciones que se realizan en la descomposición anaerobia de la siguiente manera:



Según las reacciones anteriores, la degradación de la materia orgánica es un proceso lento ausente de oxígeno, se realiza con bacterias y enzimas, llegando a producir ácidos y gases como el amoníaco, metano y dióxido de carbono. Parte de los nutrientes inorgánicos son aprovechados por las bacterias, en la fabricación de su propio protoplasma celular.

Estas bacterias anaerobias (bacterias que viven sin aire) se alimentan con la contaminación del agua residual, donde comen y transforman un producto que luego excretan, para obtener de este proceso de transformación, la energía que necesitan para vivir, moverse y multiplicarse. No obstante este tipo de microorganismos es un poco delicado en su alimentación, ya que comen de un único sustrato (pueden ser azúcares o glucosa) que es convertido en otra sustancia, dando inicio al desarrollo de una cadena de descomposición anaerobia.

### 2.5.1 Proceso de descomposición anaerobio.

La descomposición anaerobia se encuentra en la naturaleza en los pantanos, al mismo tiempo que es la base para la digestión de estiércoles, de los procesos de descontaminación de aguas residuales y de la descomposición de sólidos, en donde todos poseen la misma característica. De una manera sencilla la materia orgánica (el sustrato), primeramente es acidificada a ácidos orgánicos,

luego es metanogenizado en metano y dióxido de carbono (Figura 2.2a), produciéndose una mezcla de gases llamados comúnmente biogás.

El mismo proceso se puede apreciar en la Figura 2.2b en donde si la bacteria ingiere solamente azúcar, esta la convierte en glucosa, dando inicio a la acidificación y posteriormente a la metanogenización. Ambas vías de descomposición anaerobia son iguales.

Tanto las Figura a y b describen el proceso de degradación anaerobio como una sucesión de dos fases de descomposición operando simultáneamente. La primera es la llamada fase de fermentación ácida, la cual es llevada a cabo por la acción de bacterias formadoras de ácidos, las que degradan el desecho crudo para formar productos intermedios de degradación como ácidos orgánicos y compuestos más simples. La segunda es la llamada fase de fermentación del metano, en la cual los organismos responsables son necesariamente de tipo anaerobio y toman los productos intermedios, para producir los productos finales de degradación como metano ( $\text{CH}_4$ ), bióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), hidrógeno sulfurado ( $\text{H}_2\text{S}$ ) y agua.

Una forma de explicar la degradación anaerobia de los desechos orgánicos de una manera más completa, se puede dar con el desarrollo de tres procesos que ocurren dentro de las células bacteriales. Estos procesos en los que se da la descomposición anaerobia son: Proceso fermentativo, acetogénico y metanogénico.

Según Hernández (1993), la fermentación anaerobia se inicia con la hidrólisis y oxidación del sustrato. Durante este proceso las moléculas orgánicas más grandes y complejas (sustancias poliméricas como aminoácidos, azúcares y ácidos grasos), por la acción de enzimas extracelulares, son convertidas en sustancias más simples llamadas monómeros.

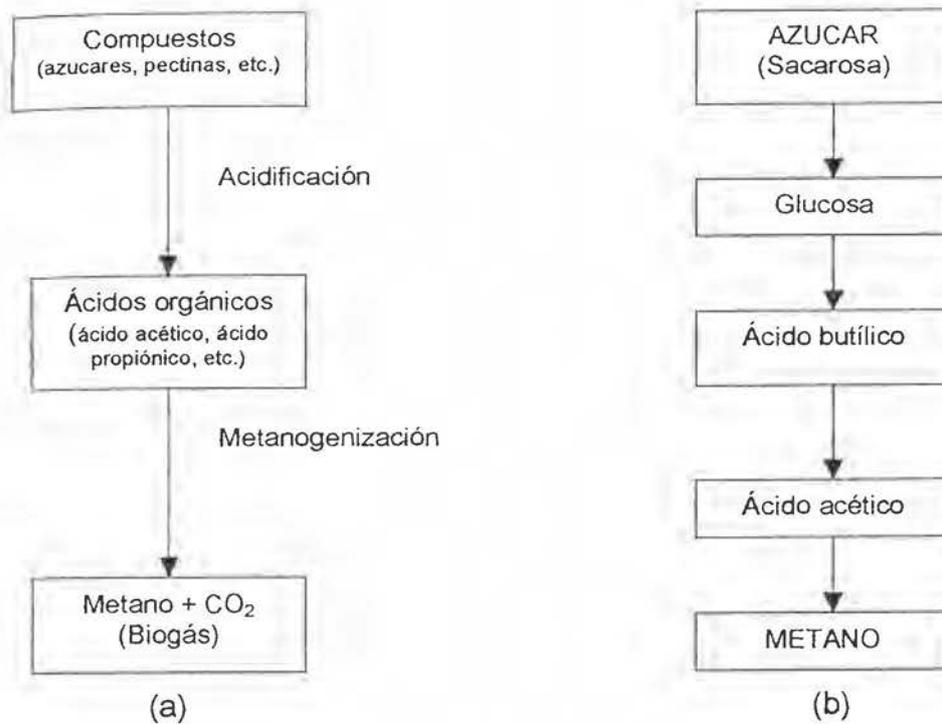


Figura 2.2 Proceso simple de la descomposición anaerobia. (B.T.G., 1995)

Estas sustancias más simples son absorbidas por las bacterias fermentativas y metabolizadas parcialmente. Según Wasser (1991), generalmente solo una pequeña cantidad de energía potencial en la DQO es utilizada para la fermentación. Una gran proporción de la DQO consumida (aproximadamente el 80%) es luego excretada fuera de la célula en forma de alcoholes, ácidos grasos volátiles (AGV) y gas hidrógeno.

Para Wasser (1991), en el caso de un cultivo natural de bacterias (lodo y agua residual), los productos principales de la fermentación son AGV (ácidos acético, propiónico y butírico). Un ejemplo de estos cultivos naturales se aprecia en las lagunas de oxidación de las aguas residuales agro-industriales como en el café. El resultado total de la fermentación es la conversión de substratos neutros, tal como azúcares y aminoácidos, en ácidos orgánicos relativamente fuertes. Por ello, el término "acidificación" es también un modo adecuado para denominar a la fermentación.

Al final de la fermentación, la mayoría de la DQO se encuentra en cuatro compuestos: Ácido acético, ácido propiónico, ácido butírico y gas hidrógeno. Otro grupo de organismos, denominados bacterias acetogénicas, toma los ácidos propiónico y butírico dentro de sus células, para que sean oxidados de manera anaerobia por las bacterias hasta ácido acético e hidrógeno, degradando con ello la DQO, para ser excretados fuera de la célula. Esta DQO degradada a ácido acético e hidrógeno proviene en una parte de la fermentación y en otra de la fase acetogénica, donde ambas son tomadas dentro de las células bacteriales metanogénicas y metabolizadas a metano, que a su vez es excretado fuera de la célula. (Wasser, 1991)

Las bacterias metanogénicas son las que tienen mayor velocidad reproductiva en el proceso de degradación anaerobio, por otro lado son muy susceptibles a pH bajos, por esta razón se dice que la carga orgánica máxima es función de la cantidad de bacterias metanogénicas. Al aplicar una carga orgánica alta a un sistema anaerobio, las bacterias fermentativas la degradan a ácidos grasos volátiles (AGV). Como los AGV son tóxicos para la metanogénesis solamente en forma no ionizada y la toxicidad de estos depende fuertemente del pH, se debe añadir suficiente cantidad de base al agua residual para evitar que una acumulación de los ácidos grasos volátiles cause una caída del pH.

Sin embargo, para Wasser (1990) las bacterias metanogénicas y otros microorganismos anaerobios, pueden ser inhibidos en su actividad microbial por la presencia de sustancias tóxicas. Generalmente los tóxicos presentes en aguas residuales tienen bajas concentraciones, razón por la cual ejercen sobre la biota metanogénica un efecto bacteriostático reversible.

Hernández (1993), indica que la presencia en aguas residuales de sustancias que resultan tóxicas para cualquiera de las bacterias presentes en el sistema, es peligrosa. Por ser la toxicidad una función de la concentración en que se encuentran presentes esas sustancias, se debe realizar un análisis para determinar si las contiene o son un producto del proceso. Así sucede con las sustancias que inhiben a las bacterias de sus funciones básicas con sobredosis de

compuestos clorados, cianuros y sulfitos, así como productos agroquímicos y desinfectantes.

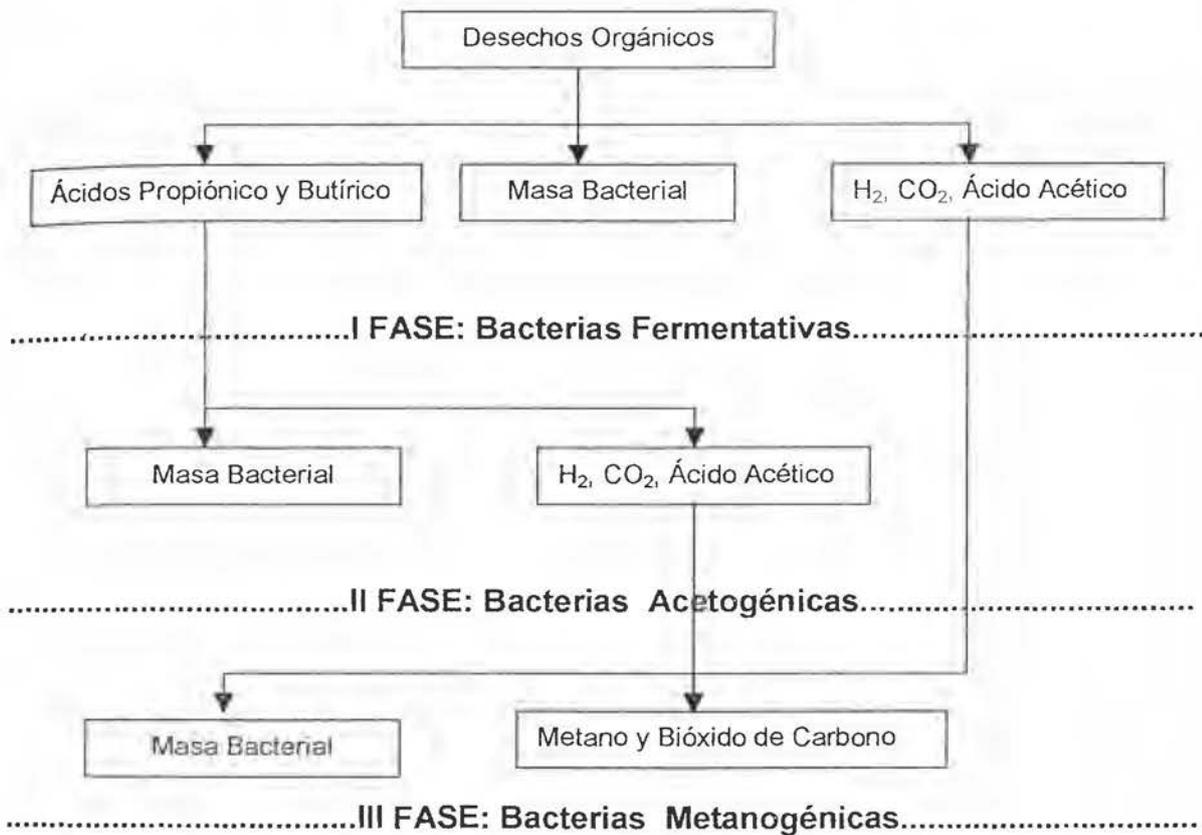


Figura 2.3 Fases del proceso de descomposición anaerobia. (Arias, 1991)

La Figura 2.3 indica el proceso descrito anteriormente por fases, donde cada una de ellas representa el proceso fermentativo, acetogénico y metanogénico de las bacteria en el proceso de descomposición anaerobia.

La descomposición anaerobia de la materia orgánica involucra como se dijo anteriormente, procesos de descomposición. Dichos procesos son menos eficientes, en comparación al metabolismo aeróbico.

Para Wasser (1990), en esa baja eficiencia, se pueden distinguir los ambientes microbiológicos que carecen de aire de los que sí tienen. Los organismos anaerobios casi siempre liberan materia orgánica rica en energía del sustrato, indicando como éstos no utilizan completamente la energía potencial que reciben.

Por ejemplo, el proceso de fermentación es la descomposición de azúcar a alcohol y ácido acético; o el proceso de metanogénesis es la descomposición de ácido acético a metano. Estos mismos sustratos se transformarían totalmente en H<sub>2</sub>O y CO<sub>2</sub> en los ambientes aeróbicos. (Wasser, 1990)

Una consecuencia importante de la ineficiencia de las bacterias anaerobias es que hay menos energía disponible para el crecimiento (de las células microbiales) en el sustrato consumido. Por esto, los microorganismos anaerobios producen menos materia celular por unidad de sustrato consumido que los microorganismos aeróbicos.

Además la velocidad de crecimiento y la actividad de las bacterias anaerobias son menores que las producidas por las bacterias aeróbicas. Esta disminución de la velocidad de crecimiento en relación al proceso aeróbico, se da como consecuencia a la menor producción de materia celular por unidad de sustrato.

Esto último, sin embargo puede ser considerado como ventajoso en el tratamiento de aguas residuales del sistema anaerobio sobre el aeróbico, ya que implica menores volúmenes de lodo a desechar y mayor tiempo entre limpiezas debido a esa baja en la producción de la materia celular (Hernández, 1993).

Además la liberación de productos metabólicos ricos en energía (como metano) puede ser muy útil para minimizar los gastos de energía, o para sustituir energía para otros fines.

### **2.5.2 Factores ambientales que afectan la descomposición anaerobia**

Las bacterias conocen las condiciones bajo las cuales funcionan bien o mal, ó bajo las cuales dejan de funcionar. Dichas condiciones donde estos microorganismos anaeróbicos trabajan satisfactoriamente, tienen que ver con la temperatura, con el grado de acidez, la necesidad de nutrientes y la presencia de compuestos tóxicos que les imposibilita la vida. (BTG, 1995)

### **A) La temperatura**

La temperatura cálida es una condición en el proceso anaerobio, en donde las bacterias se sientan bien. Al subir la temperatura del medio ambiente, la digestión y otras funciones físicas avanzan más rápido, es decir, se alimentan, digieren, excretan y se multiplican a mayor velocidad, consumiendo mayor cantidad de materia orgánica diariamente, eliminando mayor cantidad de contaminación y produciendo más biogás por día. (BTG, 1995)

Según Wasser (1990), existen tres ámbitos de temperatura en los que se lleva en forma eficiente la descomposición anaerobia: Psicrófilicos (0-20 °C); mesófilico (20-40 °C) y el termófilico (45-65 °C). Las bacterias que crecen en temperaturas moderadas (psicrófilicos y mesófilicos) son organismos diferentes a los termo-fílicos. En el ámbito comprendido por el intervalo mesófilico, la actividad y el crecimiento de las bacterias disminuye en un 50% por cada 10 °C de descenso por debajo de los 30 °C.

Se ha comprobado que entre los 30 y 35 °C se combinan las mejores condiciones para el crecimiento de las bacterias y la producción de gas, mientras que para la categoría correspondiente al termófilico en el ámbito del 47 al 55 °C se presentan las mayores producciones de gas. (Wasser, 1990)

### **B) Acidez**

El grado permisible de acidez para el proceso anaerobio según BTG (1995), varía entre  $6,3 < \text{pH} < 7,5$ , donde los valores óptimos oscilan entre 6,8 y 7,3. Cuando el pH es menor a 6,3, las bacterias metanogénicas dejan de funcionar, mientras que las acidificadoras siguen trabajando hasta un pH menor a 4,2. Si las metanogénicas dejan de funcionar, la acidificación todavía continúa, pero no así la producción de metano. Cuando la producción de metano se detiene, ya no se eliminan los ácidos grasos volátiles que se están formando en la acidificación. Estos AGV se acumulan, causando un ambiente más ácido por lo

que se baja aún más el pH. Si el pH llegara a un valor de 5,5 las bacterias metanogénicas empiezan a morir, produciéndose un daño irreversible.

### **C) Nutrientes**

Según BTG (1995), la digestión anaerobia al ser un proceso biológico requiere de ciertos nutrientes inorgánicos esenciales para el crecimiento. Para que se desarrolle la correcta descomposición anaerobia, las bacterias requieren cierta cantidad de nutrientes para su funcionamiento, pues con una insuficiencia se frena su desarrollo, digestión y multiplicación. Para Hernández (1993), los nutrientes indispensables para el proceso son el carbono, el nitrógeno y el fósforo, siendo la razón óptima entre ellos C:N:P de 150:6:1. El exceso de fósforo no es dañino, no obstante por medio de una reacción química se puede formar amoníaco con un exceso de nitrógeno, sustancia que inhibe y mata las bacterias metanogénicas, afectando este factor ambiental el proceso de descomposición anaerobia.

#### **2.5.3 El proceso anaerobio y el agua residual de café**

Las aguas residuales provenientes del beneficiado húmedo del café, son notables por su alta concentración en contaminantes orgánicos.

Según BTG (1995), el fruto del café está básicamente compuesto por la pulpa, el mucílago, el pergamino y el grano, contaminándose el agua al entrar en contacto con el fruto, utilizada en el transporte del café y la pulpa (aguas de despulpado), ó para lavar el mucílago del pergamino (aguas de lavado).

La pulpa consiste principalmente de celulosa, azúcares y de compuestos complejos denominados polifenoles, que conforman un grupo de sustancias como la cafeína y los ácidos tánicos que provocan un color oscuro, altos valores de DQO y un olor penetrante al disolverse en agua. Las aguas del despulpado se acidifican rápidamente, convirtiéndose en ácidos grasos volátiles. Muchas investigaciones aseguran que los azúcares que componen la pulpa, al estar en

contacto con el agua, aportan aproximadamente el 45% de la contaminación generada. (BTG, 1995)

El mucílago es una capa de textura gelatinosa, compuesta de pectinas. Al igual que la pulpa esta además compuesta de azúcares y celulosa. En la fermentación natural, el mucílago que rodea el grano es descompuesto y dispersado en el agua por bacterias y hongos. (BTG, 1995)

Todos los compuestos mencionados anteriormente (azúcares, celulosa, polifenoles y pectinas), pertenecen a la materia orgánica. Las bacterias anaerobias las transforman, acidificándolas y luego produciendo gas metano.

Según BTG (1995), la descomposición de las aguas mieles del café comienza en el beneficio, ya que después del despulpado, el grano pasa a la fermentación. Durante este proceso se remueve el mucílago, para dejar sólo el pergamino, en un proceso de acidificación y fermentación. Esta fermentación es un proceso aeróbico, ya que el aire penetra en las pilas de fermentación, permitiendo la sobrevivencia de bacterias y levaduras que viven allí, consumiendo las pectinas del mucílago que posteriormente son transformadas lentamente en otros compuestos orgánicos no gelatinosos.

En la pila de almacenamiento, donde primero caen las aguas residuales, la acidificación se vuelve anaerobia, pues en el agua no entra suficiente aire para que sobrevivan las bacterias aeróbicas. Ahora son las bacterias anaerobias las que siguen el proceso de fermentación con los productos llamados ácidos grasos volátiles. En la pila de almacenamiento, la materia orgánica que allí se encuentra, no se acidifica totalmente, pues de ello depende la cantidad de bacterias acidificadoras en la pila. (BTG, 1995)

La transformación de la materia orgánica en ácidos volátiles, principalmente ácido acético, da término en el proceso anaerobio a la acidificación. Pero también en el mismo proceso las bacterias metanogénicas se alimentan con el ácido acético para transformarlo a metano y dióxido de carbono, donde la mezcla de ambos produce el biogás. (Wasser, 1991)

Todo lo anterior es en forma muy sencilla la esencia del proceso anaerobio en las aguas residuales del café, por medio del proceso de descomposición.

## 2.6 Lagunas de estabilización

Las lagunas de estabilización son medios simples y flexibles para el tratamiento de aguas residuales por descomposición biológica. Su empleo es posible cuando se dispone de extensiones de terreno considerablemente grandes a precio bajo y cuando no se requiere un efluente de calidad. En su forma más simple, las lagunas de estabilización constituyen estanques grandes de tierra con poca profundidad; empleados para el tratamiento de las aguas residuales de comunidades pequeñas por procesos biológicos naturales, implicando la acción tanto de algas como de bacterias.

Como sistema de tratamiento, las lagunas se pueden emplear en arreglos individuales, en serie o en paralelo. Para tratar aguas residuales crudas o para acondicionar efluentes ya tratados. También se pueden emplear para concentrar lodos por medio de la evaporación del efluente, como unidades de emergencia en el control de sobrecargas hidráulicas; para recarga de acuíferos por percolación y para suministrar agua y nutrientes a cultivos por medio de irrigación.

### 2.6.1 Clasificación

Para Arias (1991), el desarrollo de las lagunas de estabilización ha generado diversos términos para denominar a los diferentes sistemas de lagunas empleados en el tratamiento de aguas residuales. Por ejemplo, actualmente el término "*lagunas de oxidación*" se emplea para denominar el tipo de lagunas con aireación natural. Originalmente una laguna de oxidación se caracterizaba por manejar aguas residuales parcialmente tratadas; mientras que una laguna que recibía aguas tratadas crudas se conocía como laguna de aguas residuales. Actualmente el término más apropiado para denominar a cualquier tipo de laguna es el de "*laguna de estabilización*".

La clasificación más congruente considera cinco tipos de lagunas de estabilización, según Arias (1991):

1. Lagunas aeróbicas: Son lagunas poco profundas, menores de 1,0 m, donde el oxígeno disuelto se mantiene a través de la profundidad total de la laguna por la acción fotosintética.
2. Lagunas facultativas: Las lagunas facultativas son las más usadas en Costa Rica, se diseñan de tal manera que propicie una zona de descomposición aeróbica (oxidación) en el estrato superior del estanque (zona eufótica) y una zona de descomposición anaerobia (fermentación) en el estrato en contacto con el fondo (zona bentónica) debido a la acumulación excesiva de materia orgánica por sedimentación. Son por lo general de 1 a 2 m de profundidad, permitiendo el crecimiento de las algas. Las bacterias en este tipo de laguna, son las responsables de la estabilización de la materia orgánica, tomando su energía a partir del oxígeno que producen las algas como desecho de la fotosíntesis durante el día, así como el oxígeno que en forma natural era absorbido por el agua superficial al estar en contacto con el aire y la acción del viento.
3. Lagunas anaerobias: Lagunas profundas, que manejan cargas orgánicas altas, de tal manera que se mantienen condiciones anaerobias a través de la profundidad total de la laguna. Manejan aguas residuales crudas y descargan en la laguna facultativa.
4. Lagunas de maduración: Lagunas usadas para acondicionar efluentes de otros procesos biológicos. El oxígeno disuelto se suministra por fotosíntesis y por reaireación. Normalmente reciben el efluente de lagunas facultativas. A estas lagunas también se les denomina de tratamiento terciario o de pulido ya que sirven para una depuración final antes de verter a un río.
5. Lagunas aereadas: Lagunas oxigenadas por aereadores mecánicos, o por difusores de aires. A estas lagunas también se les denomina aereadas mecánicamente.

A continuación se explicaran los aspectos más relevantes en el tratamiento de las aguas residuales utilizando sistemas de lagunaje aeróbicos y anaerobios.

## 2.6.2 Proceso de lagunaje aeróbico

En el proceso de depuración de las aguas por lagunaje, se presentan las lagunas de estabilización aeróbicas, las cuales contienen algas y bacterias en suspensión, y en toda su profundidad prevalecen las condiciones aeróbicas, es decir, en un ambiente de constante producción de oxígeno.

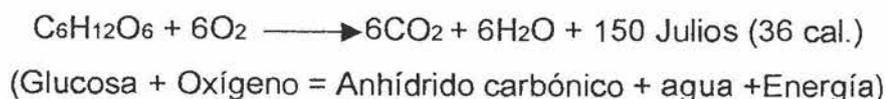
### 2.6.2.1 Proceso aeróbico de depuración por lagunaje

Massa (1988), menciona que los fundamentos de este tipo de depuración no son otros que los que emplea la naturaleza en los ríos y lagos, en donde se da un proceso biológico de degradación de la materia orgánica mediante el complejo metabolismo de una serie de microorganismos.

En la depuración aeróbica, la materia orgánica presente en los vertidos de suspensión, coloidal o en disolución (agentes contaminantes presentes en las aguas residuales), se oxida por contacto con el oxígeno disuelto en el agua. Cuando la concentración de materia orgánica es de cierta importancia se produce un déficit de oxígeno que es necesario aportar si pretendemos que la descomposición aeróbica continúe. (Massa, 1988)

Por lo anterior es importante que en la depuración de las lagunas se efectúe un proceso de aireación, con el propósito de reponer esa insuficiencia de oxígeno.

Si suponemos que el agente contaminante es la glucosa u otro hidrato de carbono, la fermentación aeróbica dará lugar a la siguiente reacción:



Durante el beneficiado, se obtienen aguas de desechos con altos contenidos de carbohidratos, que forman parte de la composición del mucílago en el grano del café. Esta cantidad de carbohidratos agregados en exceso a un

afluente, podría ocasionar un consumo total del oxígeno disuelto que limite la vida marina, ó un proceso de degradación de la materia orgánica, con la consecuencia de olores desagradables en el ambiente.

La reacción química entre el carbohidrato y el oxígeno producirá un gas, agua y energía. Las lagunas aeróbicas proporcionan una abundancia de oxígeno con el fin de evitar un aumento de dicho carbohidrato.

Para Massa (1988), no todo contaminante suele ser biodegradable, ni todo el oxígeno empleado proviene del aire disuelto en el agua, pues ciertos compuestos como nitratos, sulfatos y carbonatos, también tienen su aporte. La cantidad de agua limpia que se necesitaría para depurar totalmente las aguas residuales sería muy considerable si no fuera porque varias especies de algas proporcionan la mayor parte de oxígeno necesario como consecuencia de su acción fotosintética.

El oxígeno devuelto por las algas, se encuentra disponible para las bacterias en la misma forma en que hubiera sido suministrado por aereadores mecánicos. En la actualidad ya se conoce que los principales productos de oxidación bacteriana aeróbica son los bióxidos de carbono, amoníaco y agua; estas sustancias, con excepción del requisito adicional de la luz, satisfacen las demandas para las fotosíntesis de las algas. (Solares, 1959)

Si las algas producen más oxígeno del que las bacterias requieren, las lagunas mantienen el ambiente aeróbico. Ante tal situación es muy importante determinar la razón de crecimiento de las algas, las cuales están íntimamente relacionadas con la cantidad de luz a la que se expone la laguna, ya que al recibir la energía solar, las algas aumentarán en número y por ende se elevará la producción de oxígeno. (Solares, 1959)

Se estima que la cantidad de oxígeno producida es 1,7 veces el peso del alga obtenida. De esta forma, para mantener las condiciones aeróbicas en la laguna que nos interesa, la cantidad de oxígeno a producir debe ser una cantidad igual o mayor que el valor de DBO de la carga orgánica que se pretende remover. (Rosales, 1997)

### 2.6.2.2 Lagunas aeróbicas

Las lagunas de estabilización son la técnica más sencilla y más antigua que existe para tratamiento de aguas contaminadas. Consisten en retener el agua contaminada en estanques poco profundos durante períodos de tiempo, suficientes como para provocar la degradación de la materia orgánica contaminante por medio de la actividad microbiológica. La gran mayoría de estas lagunas funcionan en forma natural, sin la intervención de mecanismos ideados por el ser humano, como podrían ser sistemas para aumentar la temperatura del agua, o equipos mecánicos de aireación, u otros (Rosales, 1997). No obstante existen lagunas aeróbicas aireadas mecánicamente, con mecanismos sencillos de propelas que provocan un aumento del oxígeno dentro del agua, facilitando el proceso de limpieza.

Para Rosales (1997), básicamente existen dos tipos de estanques aeróbicos. En el primero existe la función de elevar al máximo la producción de algas. La profundidad suele limitarse de 15 a 45 cm aproximadamente. En el segundo de estos tipos se requiere elevar al máximo la cantidad de oxígeno producido, y en este caso, se utilizan estanques de hasta 1,5 m de profundidad. En ambos tipos, al oxígeno producido por las algas ha de añadirse el transferido al líquido a través de la difusión atmosférica.

Para Rosales (1997), los objetivos más importantes que se desarrollan en este tipo de lagunas son:

- 1) La protección ecológica, a través de la disminución de la demanda bioquímica de oxígeno (DBO), lográndose de esta manera que el oxígeno disuelto en los cuerpos receptores (ríos, quebradas, etc.) se vea menos comprometido, con el consecuente beneficio para peces.
- 2) La protección epidemiológica, con la disminución de organismos patógenos en las aguas residuales y dificultando la transmisión de los mismos.
- 3) Reuso del agua.
- 4) Cría de peces o piscicultura.

Entre los tipos de lagunas aeróbicas, la más común es la de estabilización para desechos, con estanques poco profundos (90 cm o menos), con el fin de que la penetración de la luz sea la máxima posible, favoreciendo con ello el crecimiento de algas, por medio de la acción de la fotosíntesis. En esta laguna las condiciones aeróbicas (es decir la presencia de oxígeno), se mantienen a lo largo de toda la profundidad y sus desechos siempre se estabilizan por microorganismos aeróbicos. (Rosales, 1997)

Se explicó anteriormente que en las lagunas aeróbicas se dan predominantemente procesos de oxidación, pudiéndose producir el aporte de oxígeno de forma natural por medio de algas o inyectando aire por medios mecánicos que suplan la acción de aquéllas. Al mezclar el contenido por bombas o aireadores de superficie, se logran los mejores resultados posibles en este sistema de tratamiento. En su funcionamiento, la carga del estanque se ajusta de tal forma que refleje la cantidad de oxígeno disponible de la fotosíntesis y reaireación atmosférica. La eficiencia de la conversión de DBO en estanques aeróbicos es elevada hasta un 95%, sin embargo deberá recordarse que, aunque se haya eliminado la DBO soluble del agua residual afluyente, el efluente del estanque contendrá una concentración equivalente o mayor de algas, lo que puede finalmente ejercer una DBO mayor que el residuo original. (Rosales, 1997)

### **2.6.3 Proceso de lagunaje anaerobio**

Este proceso de tratamiento opera bajo una condición de ausencia de aire u oxígeno libre y está caracterizado por el empleo de una alta carga orgánica y por consiguiente un corto período de retención. El aspecto físico de estas lagunas es de coloración gris o negra, cuando por efecto de una carga adecuada, presentan condiciones de fermentación del metano. Sin embargo se han observado lagunas diseñadas como anaerobias que en la etapa de operación inicial y con cargas reducidas, no han llegado a establecer las condiciones anaerobias y presentan una coloración rosada, lo cual es característico de la presencia de bacterias de sulfuro. (Massa, 1998)

El proceso de lagunaje anaerobio puede ser usado como una primera etapa en el tratamiento de aguas residuales domésticas e industriales.

#### 2.6.3.1 Proceso anaerobio de depuración por lagunaje

Cuando la concentración de residuos es importante, la depuración anaerobia resulta muy eficaz.

La actividad fermentadora anaerobia, se desarrolla en dos etapas; la primera se da cuando se produce la licuefacción y la formación de ácidos. Según Massa (1988), un grupo de bacterias (*Aerobacter*, *Alcaligenes*, *Escherichia*, *Pseudomonas* y *Flavobacterium*, entre otras) ataca la materia orgánica, descomponiéndola en ácidos grasos, aldehidos y alcoholes.

El desarrollo de la segunda etapa se produce con la formación del metano en el proceso de fermentación. Aquí, otro grupo de bacterias metanizantes (*Methanobacterium*, *Methanosarcina* y *Methanococcus*), transforman aquellos productos intermedios en gas metano, amoníaco, anhídrido carbónico e hidrógeno. (Massa, 1988)

En la fermentación que produce el metano para esta segunda etapa, se dan dos factores que afectan el proceso: la temperatura y el pH. Rosales (1997), afirma que para que la fermentación ocurra de la mejor forma, el pH debe estar en un valor cercano a 7 (neutro), no debe existir oxígeno disuelto y la temperatura debe ser superior a los 15 °C.

La presencia de oxígeno disuelto es muy perjudicial para el proceso de digestión anaerobia, por lo que entre más profunda sea la laguna, mejor opera ésta. Además, una laguna más profunda provoca menos trastornos ante los cambios de temperatura. (Rosales, 1997)

### 2.6.3.2 Lagunas anaerobias

Las lagunas anaerobias son esencialmente digestores donde se produce la putrefacción de la materia orgánica por vía anaerobia, con un tiempo relativamente corto de detención de 2 a 7 días.

Para conseguir la anaerobiosis total de una laguna anaerobia, estas se diseñan de menor tamaño superficial y gran profundidad. De esta forma se eleva la carga orgánica aplicada a valores tan altos que agotan cualquier tasa de oxígeno disuelto en forma inmediata, e impiden el crecimiento de bacterias aeróbicas. (Arias, 1991)

Según Rosales (1997), las aguas que salen de un sistema de tratamiento anaerobio, no deben de descargarse directamente a un curso de agua. Las aguas saliendo de estos sistemas tienen olores desagradables por los gases que produce (amoníaco, sulfatos, etc.), las cuales tienen demandas activas e inmediatas de oxígeno, por lo que los afluentes saliendo de una laguna anaerobia deben llevarse hacia un paso más de tratamiento, a una laguna totalmente aireada, a una laguna facultativa, o cualquier otro sistema de tratamiento biológico.

La reducción de la carga de demanda química de oxígeno del 30 al 70%, es facilitada por las lagunas anaerobias, economizando al espacio de terrenos que se destinaban para las obras de tratamiento, además que utiliza menos área que otros tipos de lagunas, teniendo a la vez claro que utilizan volúmenes considerables. (Rosales, 1997)

El arranque de sistemas anaerobios se torna difícil en algunas ocasiones, debido principalmente a valores de pH muy bajos y altas acumulaciones de ácidos volátiles, situación que fácilmente puede ser corregida con la adición de cal. Una vez que la fermentación y producción de metano se ha establecido claramente, ya no es necesario agregarle cal y la laguna empezará a funcionar en forma eficiente. El arranque de una de estas lagunas anaerobias, requiere de la inoculación o siembra, de lodos provenientes de otro sistema semejante. (Rosales, 1997)

En un ámbito de eficiencia del 70 al 80% del efluente que sale de una laguna anaeróbica, puede mostrar al final del proceso, respecto a la remoción del

DBO, elevados contenidos de éste, ya que las aguas contaminadas por desechos tienen altas concentraciones orgánicas. Es necesario que antes de descargar las aguas en un cuerpo receptor, sé de un paso de tratamiento intermedio, con el fin de disminuir la cantidad de oxígeno indispensable para que las bacterias degraden la materia orgánica biodegradable presente en el agua. (Rosales, 1997)

A las lagunas anaerobias, se les ha caracterizado como biodigestores abiertos, tanques sépticos o grandes letrinas con agua, dado que por lo general se construyen directamente en huecos abiertos en la tierra. Siendo de todas formas cierto que la manera como se descompone la materia orgánica, en las lagunas anaerobias, es muy semejante a lo que sucede con los sistemas mencionados; pudiéndose entonces, utilizar ciertos criterios de elaboración para las lagunas, provenientes de la experiencia de haber diseñado y construido obras como esas. (Rosales, 1997).

Para Wasser (1990), las lagunas anaerobias pueden ser alternativas adecuadas en el tratamiento de aguas residuales, siempre y cuando se diseñen correctamente, buscando que el afluente se distribuya en forma homogénea por toda la superficie mediante el uso de tuberías, garantizando así la utilización de toda la laguna como medio de mejoramiento de la calidad del agua residual. No obstante debido a que han sido construidas de manera incorrecta, estas funcionan como lagunas de retención de agua y no como una alternativa de tratamiento, pues la elevada concentración de materia orgánica biodegradable, causa la acidificación rápida de los residuos, lo que provoca una disminución considerable en el pH. Bajo estas condiciones la eliminación de los ácidos grasos orgánicos se imposibilita.

Para que la laguna anaerobia funcione como tal, se necesita crear las siguientes condiciones: (Wasser, 1990)

1. Tener una cierta concentración de biomasa metanogénica, capaz de reducir los ácidos orgánicos a metano y CO<sub>2</sub>.
2. Esta biomasa debe tener buen contacto con el agua residual, para que halla buena distribución sobre la zona activa de las lagunas.

Bajo estas circunstancias las lagunas anaerobias podrían constituirse en uno de los métodos más baratos para el tratamiento de las aguas residuales concentradas como las del café. En lugares donde se construyen sistemas de tratamiento que incluyen filtros anaerobios, las lagunas de oxidación funcionan como un sistema de postratamiento aeróbico. Tomando en cuenta las condiciones arriba mencionadas (biomasa y mezcla) se llegaría a un proceso que requiere de un buen manejo (Wasser, 1990). En la práctica estos procesos se simplifican utilizando reactores anaerobios ya que estos presentan (entre otros) mejores condiciones para su operación y mantenimiento, y facilitan la captación del metano, que es un subproducto del proceso que se comentará más adelante.

### **2.6.3.3 Ventajas y desventajas**

De Loya (1998), indica las ventajas y desventajas más importantes en el uso de sistemas de depuración de las aguas residuales en café por medio de lagunas. Entre las ventajas de las lagunas anaerobias se mencionan:

1. El bajo costo en razón de su reducido requisito de área.
2. Son atractivas para el tratamiento de desechos de altas concentraciones.
3. Han sido empleadas con éxito en el tratamiento de una variedad de desechos industriales biodegradables.
4. Baja complejidad técnica.

Los aspectos desfavorables en el uso de las lagunas anaerobias son varias. Entre ellas destacan:

1. El proceso es muy sensible a factores ambientales y operativos como temperatura, variaciones bruscas de pH, lo cual puede producir períodos de baja eficiencia con un efluente de calidad pobre.
2. La normal acumulación de natas presenta un aspecto poco agradable y condiciones estéticas desfavorables, lo cual incide normalmente en el mantenimiento.

3. El efluente del proceso tiene un alto contenido de materia orgánica y color, lo que hace necesario una siguiente fase de tratamiento, es decir posee una baja carga máxima.
4. Los malos olores ocasionales y sobre todo en los primeros años de operación, con bajas cargas las hacen indeseables en la cercanías de viviendas, por lo que deben ser construidas a considerables distancias del límite urbano.
5. Debido a su reducida área, la acumulación de sólidos es más rápida que en otros tipos de laguna, lo cual produce una degeneración de la calidad del efluente y requiere de una limpieza de lodos más frecuente.
6. Recientes investigaciones en este tipo de laguna han determinado que las tasas de mortalidad bacteriana son más reducidas en estas lagunas en comparación con otras opciones, lo cual las hace no atractivas cuando el criterio de la calidad para el afluente es la concentración de bacterias.
7. Uno de las mayores desventajas se presenta con el escape de metano a la atmósfera que incrementa el efecto invernadero.

#### **2.6.4 Evaluación del tratamiento de aguas residuales en beneficios que utilizan lagunas**

El Cuadro 2.3 presenta los resultados de una evaluación realizada en mayo de 1997, a 6 beneficios del país que utilizan lagunas, por el ITCR-CEQUIATEC, con el objetivo de darle continuidad a los resultados del convenio interinstitucional de 1994 (CAPRE, ICAFE y el Ministerio de Salud), donde se verificaron las eficiencias de los tratamientos respectivos y se indican las mejoras de estos en cada beneficio.

El estudio tenía como objetivos el determinar la contaminación generada por la carga orgánica, establecer las eficiencias de los sistemas de tratamiento de aguas residuales, obtener los caudales generados por las aguas residuales y dar las recomendaciones en aspectos de operación, mantenimiento y diseño.

A continuación se detalla en forma resumida, los resultados generales logrados en cada beneficio por la evaluación:

a) Beneficio El General S.A.

Este beneficio posee tratamiento primario y secundario. En el primario se da la sedimentación en dos etapas. La primera es un tanque sedimentador de tipo convencional con zona de acumulación de lodos y sus purgas. La segunda etapa es un tanque acelerado con placas inclinadas para agilizar la sedimentación y las purgas. El tratamiento secundario consiste en una laguna anaeróbica, la cual recibe dos aguas de afluentes: La descarga líquida de la laguna de lodos y la salida ó rebalse del sedimentador (ITCR-CEQUIATEC, 1997)

Este beneficio, tiene un ámbito de remoción de DQO excelentes del 85 y 93%, debido al buen funcionamiento de la laguna de lodos y al correcto diseño del sistema de sedimentación (en dos etapas).

Se obtuvo en la evaluación un valor promedio de DQO a la salida del tratamiento secundario (es decir a la salida de la laguna) de 1542 mg/L, que es muy cercano a los 1500 mg/L de la normativa vigente, para verter aguas residuales . El valor promedio de DBO (763 mg/L), está también por debajo de los 1000 mg/L que exige la legislación, por lo que el sistema de lagunaje trabaja muy bien en este beneficio.

b) Beneficio Coopepalmares R.L.

El tratamiento primario en Coopepalmares R.L., consiste en un tanque sedimentador cubierto de concreto, con un sistema de purga que es descargado a una laguna de lodos. Este tanque sedimentador funciona en sí como un biodigestor de lodos, ya que retiene los sólidos sedimentables. El tratamiento secundario consiste básicamente de dos lagunas en serie, en donde la primera recibe el rebalse del sedimentador y la segunda recibe el afluente de la primera laguna. Posee una tercer laguna para la descarga final con eficiencias de remoción que varían de 60 % para los sólidos totales, 54 % para la DQO y 60 % para DBO, que son consideradas en la evaluación como aceptables.

Según ITCR-CEQUIATEC (1997), en este beneficio el biodigestor (sistema de sedimentación) funciona con el 100% de remoción de sólidos sedimentables, siendo excelente la remoción, resultado que no se obtuvo en los otros 5 beneficios evaluados.

La eficiencia de remoción del sistema de lagunaje fue del 33 % para un valor promedio de 5574 mg/L en el DQO.

En este beneficio no se logró cumplir para el efluente vertido al cause, con lo estipulado en la normativa vigente, ya que está muy por arriba de los valores de 1500 mg/L de DQO y los 1000 mg/L de DBO.

c) Beneficio Coopronaranjo R.L.

En Coopronaranjo se tenía implantado un sistema de recirculación de aguas, con previo tamizado. El sedimentador, construido inicialmente para el tratamiento primario, funciona como una pila de recirculación, por lo que las eficiencias en todos los parámetros fueron muy bajas, con valores para los sólidos sedimentables del orden del 25 %, la DQO con 7,5 % y la DBO con remociones del 5 %. Según el ITCR-CEQUIATEC (1997), en el Beneficio Coopronaranjo R.L. se encontraron abiertas las compuertas de la laguna de lodos y las compuertas del sedimentador en varios de los muestreos, con lo que el agua pasaba en todas las ocasiones directamente al río. El rebalse del sedimentador vertía al río 23000 mg/L de DQO crudos, prácticamente sin tratar, en el momento de realizada la evaluación, iniciando las gestiones para implementar nuevos diseños de tratamientos primarios y secundarios de las aguas.

En la actualidad este beneficio cuenta con un reactor anaerobio de flujo ascendente para su tratamiento de aguas residuales en café. Se están dando muy buenos resultados con este sistema, por lo que se espera que el grado de contaminación sea eliminado en su totalidad para que Coopronaranjo opere sin problema alguno.

Cuadro 2.3 Resumen de la evaluación en los sistemas de tratamiento de aguas residuales de seis plantas beneficiadoras con lagunas.

Beneficio	F.J. Orlich	Coopepalmares	La Meseta	Coopronarajo	El General	Coopeagri
Datos		R.L.		R.L.	S.A	R.L.
Producción Diaria (fanega/día)	370-193	1022-412	772-473	1984-1545	800-337	1555-450
Despulpado	Seco	Seco	Húmedo	Seco	Seco	Seco
Desmucilaginado	Seco	Húmedo	Seco	Húmedo	Mecánico	Mecánico
Área de Laguna (m <sup>2</sup> )	-	1690	-	-	7500	4440
Volumen Laguna (m <sup>3</sup> )	-	5070	10000	-	15000	-
Área Laguna de Lodos (m <sup>2</sup> )	190	552	-	450	3000	600
Tr Sedimentador (h)	-	31,2	-	-	7,33	2,6
Tr de la laguna (Días)	-	14	-	-	28	15
Caudal Promedio (m <sup>3</sup> /día)	258	363	-	733	529	370
Cap. Beneficiado (fanega/hora)	80	150	80	200	-	180
ST Salida de la Laguna (mg/L)	-	2001	7387	9660	1810	3209
S.Sed Salida de la Laguna (mg/L)	-	0	Agua en suspensión	Agua en suspensión	5	0,4
DQO Entrada a la Laguna (mg/L)	5288	11404	15633	23000	14525	13704
DQO Salida de la Laguna (mg/L)	-	5574	13289	21000	1542	6266
DQO Eficiencia de Remoción (%)	-	33	-	13	90	49
DBO Salida de la Laguna (mg/L)	-	5183	12117	4768	763	2931
Consumo de agua (m <sup>3</sup> /fanega)	0,38	0,22	0,23	0,86	0,66	0,20

Fuente: ITCR-CEQUIATEC, 1997

Abreviatura: Tr= Tiempo de Retención  
ST= Sólidos Totales  
Ssed= Sólidos Sedimentables

d) Beneficio La Meseta, Palmares

El tamizado de las aguas residuales y un sistema de recirculación en circuito cerrado, es el tratamiento primario en La Meseta. En el beneficiado, se inicia el chancado en seco con agua de la laguna aeróbica de recirculación (esta laguna es aireada por 5 aireadores), que es bombeada a un tanque de recirculación. Esta agua es tamizada y devuelta a la laguna.

Entre la laguna y la pila de recirculación se presentó entre ellas una reducción promedio de DQO de 2400 mg/L, para un valor final en la pila de 13289 mg/L. No se pudo determinar la eficiencia de remoción del tratamiento secundario, aireación e inoculación de bacterias, pues no hay descarga de efluente (circuito cerrado de recirculación).

e) Beneficio F.J. Orlich, Planta la Georgina

El sistema de recirculación consta de una pila en donde la purga de esta es evacuada a una laguna de lodos. Este beneficio utiliza en la pila agua limpia desde el inicio, que es recirculada durante 6 días (de lunes a sábado), y su rebalse se descarga al río. No posee sistema de tratamiento secundario de las aguas residuales y obteniendo un valor de 5288 mg/L en el DQO del tratamiento primario. Los rebalses de la laguna de lodos como la del sedimentador, no cumple con la normativa de vertido y rehuso de aguas residuales.

f) Beneficio Coopeagri R.L.

En Coopeagri, el agua residual influente llega a un tamiz y luego a un sedimentador que pasa a una laguna de lodos.

La laguna anaerobia se encuentra en serie a una laguna facultativa y a una aireada para que se dé en el afluente del sistema. Las tres lagunas presentan arrastre de carga, principalmente la laguna anaerobia arrastra la carga orgánica a la laguna con mamparas. El porcentaje de remoción del tratamiento secundario para la DQO y DBO son del 49 y 52 % respectivamente. Con 6266 mg/L de DQO y 2931 mg/L de DBO, este beneficio no cumple con lo estipulado por la nueva legislación.

Según los datos del Cuadro 2.3, el consumo de agua por fanega para cada beneficio anda en excelentes valores (menos de  $1\text{m}^3/\text{fanega}$ ), por lo que el beneficiado húmedo trabaja en condiciones ideales en este apartado.

Aunque en algunos beneficios la forma de la laguna, la eficiencia de remoción de DQO, DBO y de sólidos totales es aceptable, existe un hecho comprobado, el cual se expresa en los parámetros para las aguas residuales de tipo especial, con la Demanda Química de Oxígeno y la Demanda Bioquímica de Oxígeno (mg/L), que superan lo establecido en la nueva legislación de vertido y reuso de las aguas residuales en el beneficiado del café. Por lo anterior, si en la actualidad se trabajara igual en estos sistemas de tratamiento, el Ministerio de Salud no permitiría el funcionamiento de la mayoría de ellos.

## **2.7 Reactores anaerobios de flujo ascendente**

Según Meier (1991), los procedimientos anaerobios para el tratamiento de materiales de desecho pertenecen a los métodos más antiguos en sí, derivando de un tiempo, en el que sobre los trasfondos microbianos aún ninguna información se tenía. La metodología de recolectar los desechos en fosas, dejarlos por allí algún tiempo y quitarlos, según necesidad, aún hoy en día está muy de moda en forma de fosas de materia fecal animal y fosas de abono líquido. Lo anterior describe en forma muy resumida la base del funcionamiento de los reactores anaerobios.

### **2.7.1 Generalidades**

El reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodos, tuvo su origen entre los años 1979-80 y su gestor fue el holandés Gatza Lettinga.

En forma genérica esta tecnología consiste en una estructura dentro de la cual se propicia la degradación biológica del agua residual, introducida por la parte inferior del sistema. Dentro del reactor se producen gases, lodos anaerobios y el desarrollo de colonias de bacterias. La forma en que se eliminan los gases y se

retienen los lodos y bacterias, es lo que distingue las variantes que existen en esta tecnología. Se pueden identificar entre ellas: manto de lodos (UASB), filtro anaerobio de flujo ascendente (FAFA) y lecho expandido. (Hernández, 1993)

El principio fundamental de esta forma de tratamiento, se encuentra con la presencia de bacterias encargadas de realizar las transformaciones bioquímicas. Esto consiste en el atrape de la contaminación presente en el agua residual por medio de un proceso anaerobio, para convertirla en otros elementos como gases, lodo y el agua descontaminada.

El reactor anaerobio de flujo ascendente, es un proceso biológico en el tratamiento de aguas residuales, en que la biomasa metanogénica es retenida en el interior del reactor, mediante su adhesión en forma de biopelícula o atramiento de los flóculos bacterianos, en los intersticios de un soporte inerte que rellena el digestor y a través del cual se hace pasar el agua residual para su depuración. (Hernández, 1993)

Para Hasbum (1994), el propósito del tratamiento anaerobio es eliminar los componentes de la DQO del agua residual. El evento más importante durante la degradación anaerobia, es la conversión de la carga orgánica del agua residual a gas metano, el cual escapa de dicha agua. La digestión anaerobia de una sola fase, se refiere a los sistemas donde ambos estados de la digestión anaerobia, tanto en la acidificación como la metanogénica ocurren en el mismo reactor. Si la digestión se lleva a cabo en dos reactores separados, es decir uno para la acidificación y otro para la metanogénesis, el proceso digestivo anaerobio se conoce como bifásico.

En estos tipos de reactores en el que el proceso de operación lo realizan en ausencia de aire, el agua entra por la parte inferior (en una forma distribuida) y su flujo es ascendente. En la parte inferior del sistema se forma una capa de lodos que es la encargada de degradar todos los productos orgánicos que entran en ella por medio de procesos químicos y biológicos. También se da la sedimentación, en la cual todas esas partículas caen al manto de lodos y comienzan a formar parte de él. Este tipo de sistemas se caracteriza por la producción de gases (del tipo  $\text{CH}_4$ ), los cuales pueden ser tomados de la parte superior de este, por si se desea

su explotación o en caso contrario simplemente no se le da uso, pero debe ser quemado para evitar malos olores y perjuicios colaterales. (Hasbum, 1994)

En los reactores anaerobios, el buen funcionamiento radica en proporcionar una buena población de bacterias y el tiempo necesario para que la materia orgánica sea degradada. Es decir la capacidad de soportar altas cargas orgánicas estará en función, entre otras, de la posibilidad de mantener una alta concentración de biomasa activa dentro del sistema (grupos de bacterias para la digestión anaerobia).

Para Wasser (1991), la operación del reactor está basada en el monitoreo de los parámetros de control, los cuales están relacionados ya sea con el agua residual, el lodo, el reactor, el tipo de contacto del agua residual y el lodo, así como el material de empaque y la forma como esté cargado el reactor.

Al iniciar la etapa de arranque en un reactor anaerobio, se debe suministrar una masa lodosa que sirva de inóculo (entiéndase por inóculo al material con bacterias anaerobias de un tratamiento similar, que se le añade al reactor para que inicie el proceso de depuración), para comenzar a operar a baja capacidad, hasta que el proceso de multiplicación celular aumente la concentración de la biomasa y la colonia se adapte a las características del sustrato y al nuevo ambiente (respecto a esto último, se ha recomendado mantener la temperatura constante a 35 °C y el pH entre 6,8 Y 7,2). La calidad del inóculo es el factor que más influye en el tiempo de arranque, así entre mayor sea el contenido de biomasa metanogénica menor será el tiempo necesario para que la etapa se complemente. (Hernández, 1991)

Un buen inóculo tiene las siguientes características (BTG-ICAFE, 1995):

1. Un alto contenido de materia orgánica (SV/ST mayor de 0,5). Un bajo contenido de materia orgánica puede indicar la presencia de mucha arena que, una vez depositado en el reactor, va ser muy difícil de eliminar.
- 2 Si es posible, que el inóculo ya este adaptado a las aguas residuales a la que se va a dar el respectivo tratamiento, para reducir el período de arranque.
3. Una buena actividad metanogénica, de aproximadamente 0,02-0,04 kgCH<sub>4</sub>-DQO/kgSV.d. Entre más actividad tenga, más fácil y rápido es el arranque.

4. Una buena sedimentabilidad, es decir que posea poco material flotante, y que la actividad metanogénica esté presente en partículas que se sedimentan fácilmente, evitando que el inóculo salga del reactor en los primeros días de operación.
5. Como carácter general, el inóculo debe estar disponible en la suficiente cantidad, fácil accesibilidad y a una distancia razonable del reactor que se quiere inocular, todo con el propósito de mantener los costos bajos.

Para la situación de las aguas mieles de café, los inóculos más adecuados son, en orden de prioridad (BTG, ICAFE, 1995):

- a) Lodo proveniente de otro reactor de aguas mieles ya arrancado. Este lodo en general tiene características óptimas como buena actividad metanogénica (aproximadamente  $0,4-1.0 \text{ kgCH}_4\text{-DQO/kgSV.d}$ ), buena sedimentabilidad y que ya está adaptada a la composición de las aguas mieles de café. Si tenemos biomasa arrancada disponible, aunque sea 10 a 20% de la biomasa total disponible, siempre facilita en gran medida el arranque del reactor.
- b) Lodo proveniente de un reactor anaerobio de un sustrato de aguas acidificadas. Este lodo también tiene una buena actividad metanogénica y sedimentabilidad. Solamente existe el riesgo de que tendrá que adaptarse al sustrato de aguas mieles. Esto puede significar que, en el transcurso de la puesta en marcha, parte del lodo se desintegrará y tendrá que formarse de nuevo.
- c) Lodo proveniente de tanques sépticos centralizados de la ciudad. Entre las ventajas de estos lodos se dan la razonable actividad (aprox.  $0,4-1 \text{ kgCH}_4\text{-DQO/kgSV.d}$ ), una buena sedimentabilidad y que son accesibles y se encuentran en cantidades grandes. Las grandes desventajas son el alto contenido de materia inorgánica (SV/ST menor de 0,5) y la presencia de mucha basura que complica el proceso de inoculación. Por su carácter de material séptico, en general se tiene la presencia de gérmenes de enfermedades como las gastro-intestinales (diarrea, tifoidea, hepatitis y cólera), por lo que se debe hacer la explotación del material en el período de verano, antes de las grandes lluvias cuando brotan las epidemias.

- d) Estiércol digerido. Es un material menos adecuado para arrancar el reactor ya que tiene una actividad más baja que el lodo de tanques sépticos (0,05-0,07kgCH<sub>4</sub>-DQO/kgSV.d), posee mucho material flotante (restos de zacate) que tienden a obstruir las tuberías de muestreo y de salida y en general tiene una mala sedimentabilidad, pues parte de la actividad metanogénica está presente en la fase líquida del material y menos en los sólidos.
- e) Estiércol fresco. Es un material todavía menos adecuado ya que presenta en mayor grado las mismas desventajas del estiércol digerido.

Se pueden apreciar en el Cuadro 2.4 las principales características de estos inóculos en un estudio sobre tratamiento de aguas residuales realizado en Matagalpa, Nicaragua.

Cuadro 2.4 Características de diferentes inóculos.

Característica \ Inóculos	Estiércol Digerido	Lodo de Tanque Séptico	Fangos de Río	Sedimento de Lagunas
Sedimentabilidad	+/-	Muy Bueno	Bueno	+/-
Flotación	Problema	Problema	-	Problema
Arrastre	Sí	No	-	+/-
Accesibilidad y Disponibilidad	Muy Bueno	Bueno	Malo	Malo

Fuente: Wasser, 1991

Las alternativas que ofrece el tratamiento de las aguas residuales, por medio de los reactores anaerobios son varias. Según Hasbum (1994), las principales diferencias entre estas alternativas son :

- a) Forma de mantener bacterias descontaminadas dentro del reactor.
- b) Tipo de construcción.
- c) Forma de operación.

Los reactores anaerobios de flujo ascendente al igual que cualquier otro sistema de tratamiento presenta ciertas desventajas. Las principales ventajas ya han sido mencionadas anteriormente, por lo que a continuación se enumeran algunas de las desventajas que lo caracterizan (Hasbum, 1994)

- 1) La eficiencia de remoción de la materia orgánica es de un 15% menos que otros tratamientos convencionales.
- 2) Es necesario tener algunos cuidados para comenzar a operarlo correctamente, esto se debe principalmente al desarrollo de las bacterias metanogénicas. Se debe realizar el proceso lentamente.

No obstante en la actualidad este tipo de tratamiento se ha difundido bastante, ya que se han ido mejorando los parámetros operacionales, logrando tanto en laboratorio como en modelos a escala muy buenos resultados.

### 2.7.2 Filtro anaerobio en flujo ascendente

La considerable baja velocidad de generación de las bacterias metanogénicas, ha originado la necesidad de trabajar con elevados tiempos de retención hidráulicos (TRH), con el propósito de evitar el peligro del posible "lavado" de la flora del digestor. Una solución planteada para separar dicho TRH con el tiempo de retención de sólidos (TRS), fue propuesto por Coulter en 1957, estudiando un sistema de dos etapas de flujo ascendente en el que el segundo reactor era una columna rellena de piedras. Más tarde, en 1968, MacCarty analizó este tipo de sistemas y lo llamó "*filtro anaerobio*". (Wasser, 1990)

Según Van den Berg (1979), el reactor anaerobio de lecho fijo, es un proceso biológico de tratamiento de aguas residuales en que la biomasa metanogénica es retenida en el interior del reactor mediante su adhesión en forma de biopelícula o atrapamiento de los flóculos bacterianos en los intersticios de un soporte inerte que rellena el digestor y a través del cual se hace pasar el agua residual para su depuración. Este relleno puede ser desordenado, constituyendo el proceso conocido como Filtro Anaerobio en Flujo Ascendente (FAFA) u ordenado o "canalizado" en el llamado Reactor Anaerobio de Película Fijada (RAPF), también conocido como Downflow Stationary Fixed Film (DSFF).

El FAFA es un tanque relleno con un material de empaque y con lodo anaerobio, el cual se retiene en el reactor por sus propiedades de sedimentación o por su forma de crecimiento al material de empaque, que pueda ser cualquier

material inorgánico inerte con una superficie específica grande. En la práctica se usa la piedra de origen volcánica o materiales plásticos como material de empaque. La fuente de agua residual (afluente) es alimentada por el fondo del tanque donde se pone en contacto con la cama de lodos. La degradación anaerobia de los sustratos orgánicos ocurre en el lecho del lodo y arriba del filtro, donde se retiene la biomasa por la presencia del empaque. Este filtro, también evita que el lodo de la cámara de lodos se arrastre del reactor y se adhiera al empaque, extendiéndose de este modo el lodo activado. El biogás formado en la cámara y en el filtro, es conducido hacia la superficie del reactor, donde es captado bajo una campana. El agua residual tratada (efluente) cae dentro de un canal situado en la parte superior del filtro, donde es descargado. (Wasser, 1990)

Como se mencionó anteriormente, la operación del reactor está basada en el monitoreo de los parámetros de control. Entre dichos parámetros se encuentra el material de soporte. Según Frostell (1978), se ha propuesto que el soporte ideal ha de reunir las siguientes características:

- 1) Ha de tener una gran porosidad.
- 2) Ha de tener una gran superficie específica para la adhesión microbiana.
- 3) Las propiedades de la superficie han de ser adecuadas para dicha adhesión.
- 4) El soporte ha de ser hecho de un material ligero para permitir una construcción barata de las estructuras que soportan el digestor.
- 5) El soporte ha de ser barato.

Ante ello se han desarrollado una gran cantidad de investigaciones para determinar la influencia de las características del relleno (tipo, dimensiones, material, superficie específica, porosidad, etc) sobre los rendimientos del reactor. Estudios sobre los materiales de soporte en el FAFA, han sido utilizados de todo tipo: Piedra, anillos, plásticos modulares, plásticos tubulares, malla de alambre de acero y materiales porosos como la espuma de poliuretano. No obstante estudios realizados por Van den Berg (1981), los materiales rugosos y porosos como las arcillas son mucho más efectivos, ya que permiten la adhesión bacteriana más rápido que los plásticos, reduciendo por ello el período de puesta en marcha, siendo este el caso de los RAPF.

En la Figura 2.4 se puede apreciar un diseño general utilizando un dibujo simplificado de un filtro anaerobio así como un biodigestor.

### 2.7.3 Reactor anaerobio UASB

El reactor UASB (Reactor Anaerobio de Flujo Ascendente con Cama de Lodos, del inglés Upflow Anaerobic Sludge Blanket, o también Upstream Anaerobic Sludge Bed), está basado en la acumulación de microorganismos en un reactor con decantación interna. Los tiempos de retención hidráulicos en este tipo de reactores, está basado en la retención del lodo por un sistema de sedimentación que se encuentra en la parte superior del reactor. La sedimentabilidad del lodo, se mejora por los procesos de floculación y granulación del mismo, resultando en un proceso de autoselección en la cual la presencia de iones ( $\text{Ca}^{++}$ ) y la ejerción de una presión hidráulica por su velocidad vertical en el reactor, juegan un papel determinante.

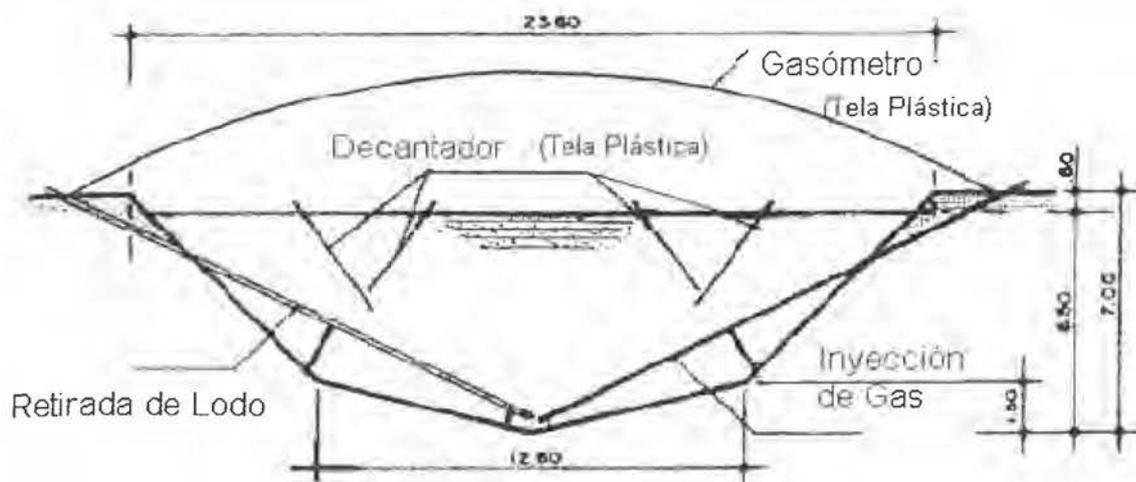
Es quizá el que más se ha usado a nivel mundial para el tratamiento de aguas residuales de origen doméstico. Como todos los reactores, pueden soportar altas cargas de contaminación orgánica (Hasbum, 1994).

El reactor UASB se ha constituido en la tecnología en la cual centran sus esperanzas los investigadores para el tratamiento de las aguas residuales de café. Debido a eso, en la mayoría de los países los ensayos se han hecho en escala de laboratorio con este reactor. El UASB es un reactor que permite el crecimiento de una masa poblacional de bacterias en forma de gránulos, que ya operando el sistema, hace que este tenga una alta capacidad de carga. (Wasser, 1990)

El diseño de estos reactores puede considerarse sencillo, pero para el caso de tratar aguas residuales de café tiene las siguientes limitaciones:

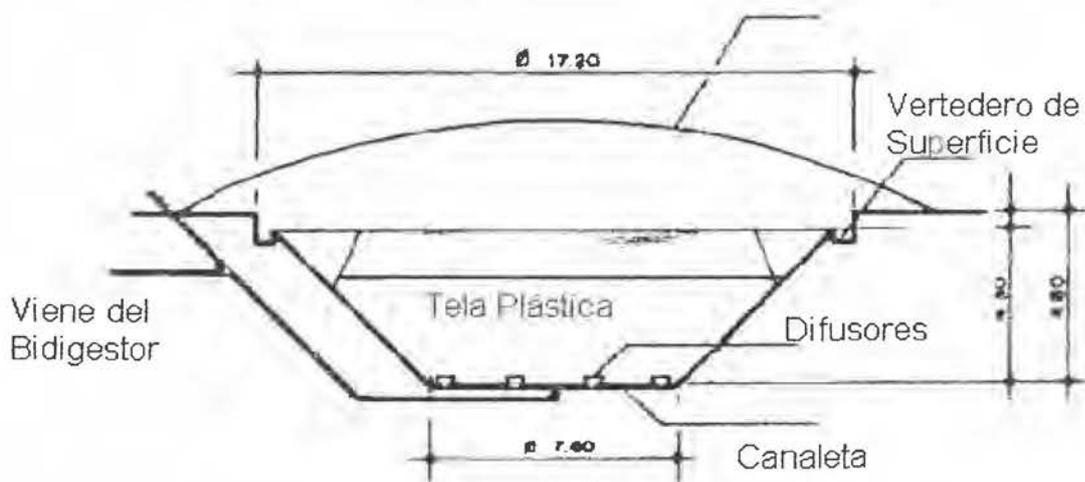
El proceso de arranque y formación de gránulos es muy lento (hasta 200 días de operación con una temperatura de 20-25 °C).

- a) Necesita ser alimentado con una carga orgánica constante, algo que se hace muy difícil en el período de cosecha.
- b) Es muy susceptible a las sobrecargas orgánicas e hidráulicas.



(a)

Corte Esquemático Biodigestor  
(Decantador Digestor)



(b)

Corte Esquemático Biofiltro

Figura 2.4 Esquema de un biofiltro anaerobio y un biodigestor con sus componentes más importantes (Zeeaw, 1984)

En un inicio se debe “sembrar” en el reactor lodo (inóculo), que como se explicará más adelante, no son más que materiales que contienen las bacterias responsables de la descontaminación y de producir al mismo tiempo el gas. Las buenas características de este lodo deben estar relacionadas con la buena sedimentación, actividad y estabilidad entre otras. Generalmente los lodos en estos reactores deben estar ubicados en el fondo, bien en forma de granos o como flóculos; el agua conteniendo materia orgánica atraviesa esta masa de lodo activo (o lecho de partículas bacterianas anaerobias) en forma ascendente, para que una vez depurada el agua sea evacuada en la parte superior y conducida a un post-tratamiento, según la utilidad que se le piensa dar al final.

Este proceso debe tener ciertos requisitos como la presencia de lodos anaerobios con buenas características de sedimentación, un dispositivo de separación gas-líquido-sólido y un sistema de introducción uniforme de afluente en la base del reactor.

Se ha estudiado la presencia de diferentes tipos de lodo en función de la altura del reactor. En el fondo se da la formación de gránulos, con concentraciones de biomasa superiores a  $60 \text{ kg/m}^3$  de Sólidos Suspendedos Totales (SST) e índices de volumen de fangos de hasta  $10 \text{ cm}^3/\text{g}$ . En la zona superior, cerca del dispositivo de separación gas-sólido, no se obtiene granulación sino que se forma una capa de biomasa floculante con una concentración de SST de  $10 \text{ kg/m}^3$ . (Wasser, 1991)

Debido a la importante turbulencia ligada a la producción de gas, la decantación de los agregados es obtenida por la inserción, en la parte superior del fermentador, de su separador estático trifásico (lodo suspendido, agua y gas). La función del separador trifásico reside, por su parte, en la separación de gas en las campanas colectoras y por otra parte, en la creación en la parte superior de una zona de repaso que permite la decantación bacteriana y el retorno de los agregados bacterianos hacia la zona activa inferior. La aplicación de las cargas volumétricas grandes está ligada a la obtención de una gran concentración celular. El diseño cuidadoso del fermentador y la vigilancia de las condiciones de operación, permiten operar esta concentración celular y seleccionar una biomasa

bacteriana fuertemente agregada y que posea una velocidad de decantación elevada. (Wasser, 1990)

Ante ello es vital destacar la enorme importancia que tiene en la operación de estos tipos de reactores la fase de arranque, considerada por muchos aspectos como la más delicada. A partir de los lodos anaerobios que proceden de aguas residuales urbanas (aguas de tanque séptico) se inicia el arranque de las instalaciones de digestión. En este tipo de lodo se da una ausencia de agregados de las especies microbianas y una débil actividad metanogénica, por lo que en esta fase de arranque se deben tomar a consideración estas propiedades.

Todas las experiencias de arranque muestran una fase de arrastre importante y por ende la concentración celular disminuye. La importancia del arrastre es función de las condiciones de operación del arranque y de las características del agua residual.

Para Wasser (1991), los mecanismos actuales de agregación, suponen que los primeros núcleos de granulación son los constituyentes pesados del inóculo, a los cuales están adheridos o pueden adherirse las bacterias. El crecimiento bacteriano implica un engrosamiento de estos núcleos, mientras que todas las bacterias finamente dispersas y las partículas inertes muy ligeras son eliminadas por presión selectiva. El engrosamiento de los nódulos primarios, da lugar seguidamente a la formación de los nódulos secundarios, por rotura de la biopelícula y de los agregados, particularmente en las zonas donde las presiones hidrodinámicas son más elevadas.

En condiciones del arranque, se tenderá a limitar la disminución de la concentración celular durante la fase de granulación. Debido al papel desempeñado por las partículas inertes en la granulación, la elección de un lodo de siembra espeso ( $60 \text{ kg/m}^3$  de SST) y relativamente poco activo, permite limitar la disminución de la concentración celular. La granulación puede ser mejorada por adición de soportes triturados. La cantidad inicial de lodo de siembra con las características anteriores, debe ser ajustada de manera que la concentración inicial del fermentador sea de  $15 \text{ kg}$  de sólidos suspendidos volátiles por metro cúbico ( $\text{SSV/m}^3$ ) (Zeeaw, 1984)

Sobre los factores que afectan la descomposición anaerobia mencionados en un inicio, deben tender a un crecimiento equilibrado en estos reactores, con el mantenimiento del pH en la zona de 6,5-7,8; una temperatura de 38-40°C, una ausencia de elementos tóxicos y la adición eventual de los factores de crecimiento.

El funcionamiento correcto del separador trifásico, impone mantener una elevada conversión para evitar la degasificación demasiado importante en el decantador. En la parte superior del reactor se debe colocar una estructura para separar las tres fases mencionadas anteriormente. Esto es necesario porque algunas partículas son arrastradas hacia arriba del agua, otras suspendidas por las burbujas del gas y evidentemente no es deseable que el lodo sea evacuado del reactor. Para evitar esto, existe dentro de la estructura mencionada, un sedimentador orientado a regresar al lodo al fondo del reactor. (Hasbum, 1994)

La alimentación de agua al reactor, es un aspecto que debe ser bien controlado, ya que entre mayor sea el contacto del lodo con el agua, mayor será la eficiencia de remoción de la materia orgánica.

En la figura 2.5 se ilustra la instalación de un reactor anaerobio UASB, en donde Meier (1991) describe el procedimiento de la siguiente manera: "...Las aguas residuales se reparten equitativamente sobre todo el fondo del recipiente (pila) introduciéndolas, desde abajo, en la masa lodosa. La biomasa activa, en el reactor será en forma granulada, en donde el lodo bajo condiciones definidas, forma los llamados "*Pellets*", con excelentes cualidades de sedimentación, y por ello, se le puede retener activamente en el reactor. El fluido de las aguas residuales que suben, y el gas que se forma por medio de la desintegración de los ácidos orgánicos proveen la turbulencia necesaria, para llevar al contacto las materias dañinas con la biomasa.

Ilustración del Proceso de Descomposición Anaerobia en un Reactor

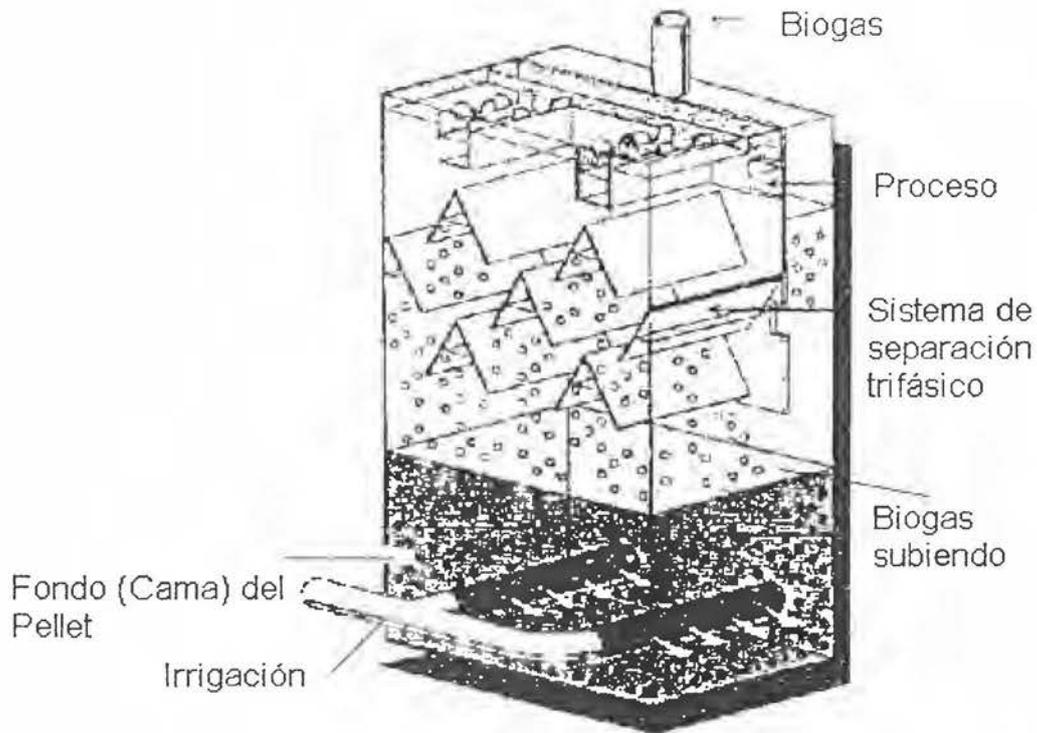


Figura 2.5. Instalación de un reactor anaerobio UASB prototipo. (Meier, 1991)

En la cabeza del reactor se instalan los degasificadores modulares donde primeramente es recogido el biogás que va subiendo y se desvía. Por medio de este proceso, se reduce la turbulencia de las aguas residuales, introduciéndose la completa separación de los "Pellets", de las aguas residuales tratadas, por medio de sedimentación. Alcantarillas con orillas dentadas sirven para desviar las aguas residuales tratadas".

## 2.7.4 Desarrollo en Latinoamérica

En Latinoamérica los reactores anaerobios se han desarrollado en países productores de café como Brasil, Nicaragua y Colombia, como se puede apreciar en el Cuadro 2.5.

Cuadro 2.5 Resultados obtenidos en diferentes países con reactores anaerobios de flujo ascendente.

País	Brasil	Brasil	Brasil	Colombia	Colombia	Guatemala	Nicaragua
Propiedades							
Escala	P.P	P.P	Real	P.P	P.P	P.P	P.P
Volumen (m <sup>3</sup> )	0.160	0,160	120	64	-	-	25
Sedimentación	SI	NO	NO	NO	-	-	SI
Temperatura	35°C	T.A	T.A	T.A.	24°C	T.A	16-18°C
C. Org. Kg DQO/m <sup>3</sup>	-	-	-	-	0,53	3-4	3
Tiempo Ret. (hrs)	4	4	7,9	4-24	196	43	20
Eficiencia (%)	83	65-83	65	60-80	80	90	64-78
Características	-	-	-	-	-	Híbrido	Híbrido

Fuente: Centro Nacional del Café de Nicaragua

Abreviatura: P.P =Planta Piloto

T.A= Temperatura ambiente

Colombia es el país que ha hecho más inversiones y el que más pruebas han realizado (por medio de la Corporación Autónoma Regional de Cauca, (CARC), con el objetivo de encontrar la solución más eficiente y económica posible en el tratamiento de las aguas residuales del café.

Los colombianos han realizado varios estudios, en revistas de renombre como *Agronomía*, perteneciente a la Universidad de Caldas, en donde destaca el artículo sobre la biodigestión anaerobia de las aguas residuales del proceso de beneficiado húmedo del café, que tenía por objetivo el determinar la tratabilidad de las aguas residuales del proceso de beneficiado húmedo del café por biodigestión anaerobia. Según Hasbum (1994), dentro de las experiencias obtenidas por la Corporación Autónoma Regional del Cauca, se comenzó ensayando con una

planta piloto de 64 m<sup>3</sup> de capacidad, de las cuales hay muchas en la actualidad. En la unidad mencionada, se trataban las aguas sin sedimentación previa y la temperatura oscilaba bastante en períodos que variaban entre 4 y 24 horas.

En Brasil las experiencias comenzaron a realizarse en 1984 y se desarrollaron en tres etapas: (CARC, 1993)

- a) Con una unidad piloto de 106 litros de capacidad con sedimentación previa y sistema de calentamiento de agua a 35°C.
- b) La misma unidad piloto pero sin sedimentación previa ni calentamiento, tratando los desechos en bruto.
- c) Usando un reactor de 120 m<sup>3</sup>, con tratamiento de los desechos en bruto.

Tanto los colombianos como los brasileños obtuvieron resultados muy favorables, con porcentajes de remoción del 60 al 80% de DQO, 70 A 85% de DBO y de 65 a 81% de sólidos suspendidos. (CARC, 1993)

En julio de 1990 en Matagalpa, Nicaragua, se elaboró con ayuda del Centro Nacional del Café de Nicaragua, un documento sobre el tratamiento anaerobio de las aguas residuales, el cual pretendía obtener la experiencia necesaria para ejecutar los proyectos necesarios y lograr descontaminar en los años 92-93 el 90% (aproximadamente) de las aguas residuales de café en dicha zona del vecino país.

El sistema de tratamiento de aguas residuales del café como fue propuesto en un inicio, sirvió para ser aplicado en los beneficios localizados en la ciudad de Matagalpa. En este sistema de tratamiento aplicado se cuenta con los elementos necesarios para lograr un sistema integral. Entre los elementos que la conformaban había una pila de sedimentación, donde por medio de la aplicación de agentes neutralizantes como la cal y soda cáustica, se da la coagulación-floculación. El filtro anaerobio de flujo ascendente (FAFA), en el cual se abate el 70% de la contaminación orgánica, produce el biogás que, a través del depósito de gas es conducido al quemador donde es utilizado en diferentes funciones, como para el calentamiento de las aguas a tratar o bien como combustible en el secado del café. Por último las aguas del efluente se dirigen a un proceso de

depuración por medio de lagunas aeróbicas en serie, pues es necesario un postratamiento de las aguas que salen del FAFA.

### **2.7.5 Desarrollo en Costa Rica**

En el apartado anterior, se detalló en una forma muy general, el auge que ha tenido los sistemas anaerobios por medio de los reactores, en el tratamiento de las aguas residuales del café en Latinoamérica. Con el fin de aprovechar las experiencias desarrolladas en otros países de nuestro continente y estudiar los sistemas de tratamiento en distintos beneficios más a fondo, es que una parte del sector cafetalero de Costa Rica viajó a inicios de la presente década a Colombia. Dicho viaje y el buen intercambio de información existentes entre los centros de investigación en café de Nicaragua, provocó que en 1991 se pusiera en operación el primer reactor prototipo en las instalaciones del CICAFFE en Barva de Heredia, con ayuda del Centro de Investigaciones para la Contaminación Ambiental (CICA) de la Universidad de Costa Rica.

El reactor construido, cuenta con las características esenciales de un UASB, pero también toma en cuenta el filtro (FAFA) en la parte superior para evitar la salida de las bacterias del reactor, que son parte fundamental del sistema de tratamiento. Es por esta razón, que el reactor que se instaló se puede considerar como un híbrido, ya que del FAFA se tomó el principio de usar el material del soporte como un elemento separador de fases (está situado en la parte superior y se encarga de retener las partículas que el agua o el gas lleva consigo); esto ofrece la ventaja de tener mayor volumen útil del reactor y eliminar la estructura que para este fin tiene los UASB. (Hasbum, 1994)

Este reactor es de forma circular, cuyo radio tiene una dimensión de 2,5 metros, y la altura respectiva hasta la campana recolectora de gases es de 2,5 metros. De acuerdo a esas dimensiones el volumen que puede almacenar el reactor es de 45 metros cúbicos (hasta el tubo recolector que se ubica a 2,2 metros de la base), de los cuales son útiles 34 metros cúbicos, tomando en cuenta la parte inferior del reactor donde se ubica la cama de piedra y lodo, cuyo espesor

es de 0,8 metros, es decir ocupa un volumen de 15,71 m<sup>3</sup>. El reactor fue diseñado para tratar un caudal máximo de 45 m<sup>3</sup> al día, una carga orgánica de 6 kgDQO/dm<sup>3</sup>\*d, un tiempo de retención promedio de 36 horas. La biomasa o material que conforma el filtro ocupa un 50% del volumen del reactor (22, 5 m<sup>3</sup>). Esta biomasa esta compuesta de una cama de piedra y una capa de lodos, los cuales son producto de la sedimentación y retención de los materiales que transporta el agua residual. (Arias, 1991)

Según Hasbum (1994), el gas que produce el sistema, debido a los procesos de degradación, se concentra en la parte superior del reactor o campana, la cual tiene un volumen de 13,1 m<sup>3</sup>. En esta parte se encuentra una tapa de 1 metro de diámetro, la cual sirve para realizar diferentes inspecciones o trabajos en el reactor según sea las necesidades. Esta tapa tiene un cierre hermético, por medio de agua, el cual no permite la salida de gases ni malos olores que pueda causar algún tipo de problema en la zona. La tapa posee una llave en su parte central, con el propósito de dejar escapar el gas cuando su concentración es alta, pero además por medio de esta llave se puede regular su salida hacia el medio, y así tener un debido control del proceso.

Con la puesta en marcha del Convenio Interinstitucional en su cuarta etapa (eliminación de la materia orgánica disuelta de las aguas residuales), se promueve por parte del ICAFE, la ejecución de una serie de proyectos para llegar a obtener un tratamiento efectivo y de factibilidad económica que estuvieran a disposición del sector cafetalero de Costa Rica, teniendo en cuenta las experiencias observadas en los otros países del área y en las mismas instalaciones del ICAFE.

La Organización de las Naciones Unidas (ONU) por medio de un plan internacional que tenia como objetivo el reducir la emisión de los gases que aceleran el efecto invernadero (metano y CO<sub>2</sub>), buscaron implementar acciones conjuntas entre gobiernos e industrias de diferentes países con el propósito de encontrar una pronta solución. Para dicho plan internacional, el sector cafetalero costarricense fue el escogido, debido a que la última fase del Convenio interinstitucional previó la implementación de plantas de tratamiento en todos los

beneficios, estableciendo una norma máxima permitida para el vertido y reuso de las aguas residuales de café. Las lagunas como una alternativa, no era viable, debido a la gran cantidad de metano liberado producto de la descomposición. Un elemento inicial de este programa fue el proyecto *"Tratamiento Anaerobio de las Aguas Residuales del Café en Costa Rica"*, financiado por los gobiernos de Holanda y Costa Rica en un proyecto de co-financiamiento para incorporar acciones ambientales eficaces en el sector cafetalero.

Empresas como AMANCO, BTG (Biomass Technology Group B.V.) y distintos beneficios, apoyados por FEDECOOP e ICAFE, presentan una propuesta a los gobiernos de ambos países, buscando apoyo para invertir en cuatro reactores anaerobios de flujo ascendente, demostrando con el primer reactor construido en el país en la cosecha 96-97 que se instaló en el Beneficio San Juanillo, era técnicamente y económicamente una solución viable para un tratamiento anaerobio. Con ese propósito se diseñó un tipo de reactores anaerobios de bajo costo y adaptado a las condiciones de los beneficios costarricenses en tres cooperativas (Coopejorco, Coopelibertad y Coopenaranjo) y un beneficio privado (Cafetalera Pilas).

En la Figura 2.6 se aprecia un reactor anaerobio como los instalados en el país. El corte permite observar el sistema hidráulico por medio de tuberías, que distribuye las aguas mieles a tratar a lo largo de todo el fondo del tanque, donde se extiende el lodo bacteriano, lográndose con ello el flujo de las aguas de manera ascendente. Lo anterior se detalla de mejor manera en el siguiente capítulo.

Paralelamente a la instalación de los dos reactores se realizaron monitoreos técnicos, con el fin de establecer el potencial de descontaminación, el desarrollo biológico durante la puesta en marcha, la estabilidad de operación y los costos de inversión y operación. (ICAFE-BTG, 1997)

Las principales funciones de la planta según ICAFE-BTG se desarrollaron en tres puntos:

- a) Dar tratamiento a las aguas que generaba San Juanillo, que procesa hasta 400 fanegas de café por día, con una generación de DQO asumida de 10 kg DQO por fanega y un consumo de agua máximo de 1 m<sup>3</sup> por fanega.

- b) Eliminar la materia orgánica disuelta en los flujos de aguas residuales del beneficio, hasta un nivel de 1,5 kg DQO / m<sup>3</sup>.
- c) Aprovechar el biogás para generar calor a utilizar en el proceso de beneficiado.

En San Juanillo el funcionamiento del reactor es sencillo. El agua residual que llega desde el sedimentador entra al tanque bufer, que a la vez sirve para acidificar el mismo. Este tanque tiene un volumen de 200 m<sup>3</sup>, suficiente para almacenar las aguas servidas producidas en 24 horas. En este mismo tanque es neutralizado con soda cáustica para corregir el pH antes de su entrada al reactor. El agua neutralizada es conducida a un tanque de recirculación de 3m<sup>3</sup>, donde a la vez llega una parte del efluente del reactor anaerobio. Desde el tanque de recirculación el agua pasa por un intercambiador de calor, donde es calentado a una temperatura entre 30 y 35 °C. Es un proceso de transferencia de calor de aproximadamente 250 kw. Posteriormente el agua pasa a los dos reactores anaerobios (de 200 m<sup>3</sup> cada uno), donde las bacterias se encargan de convertir la materia orgánica en metano y dióxido de carbono (biogás). El biogás es conducido a un quemador de biogás, colocado por los hornos, para generar calor para el secado del café. El quemador tiene una capacidad de 450 kw.

En un inicio se previó que el arranque completo del sistema se hiciera al iniciar la etapa fuerte de la cosecha, es decir en el mes de octubre de 1996. No obstante los atrasos en la inoculación y en la instalación del sistema de calefacción de afluente entre otros, provocaron que el proceso no llegara a levantarse sino hasta inicios de enero, cuando la cosecha de café ya estaba en su fase final.

La comparación entre los valores de DQO de entrada y salida, demostraron en el beneficio San Juanillo una disminución considerable, tanto así que los valores de salida estuvieron casi siempre por debajo de los 1500 mg/L de DQO de la normativa vigente durante el período de evaluación. (ICAFE-BTG, 1997)

En Costa Rica, el sector cafetalero ha ido implementando este tipo de sistemas de tratamiento en sus beneficios desde que se implementó en el país a inicios de esta década por el CICAFFE. No obstante los reactores siguen siendo objeto de un constante estudio debido a su alto grado de complejidad.

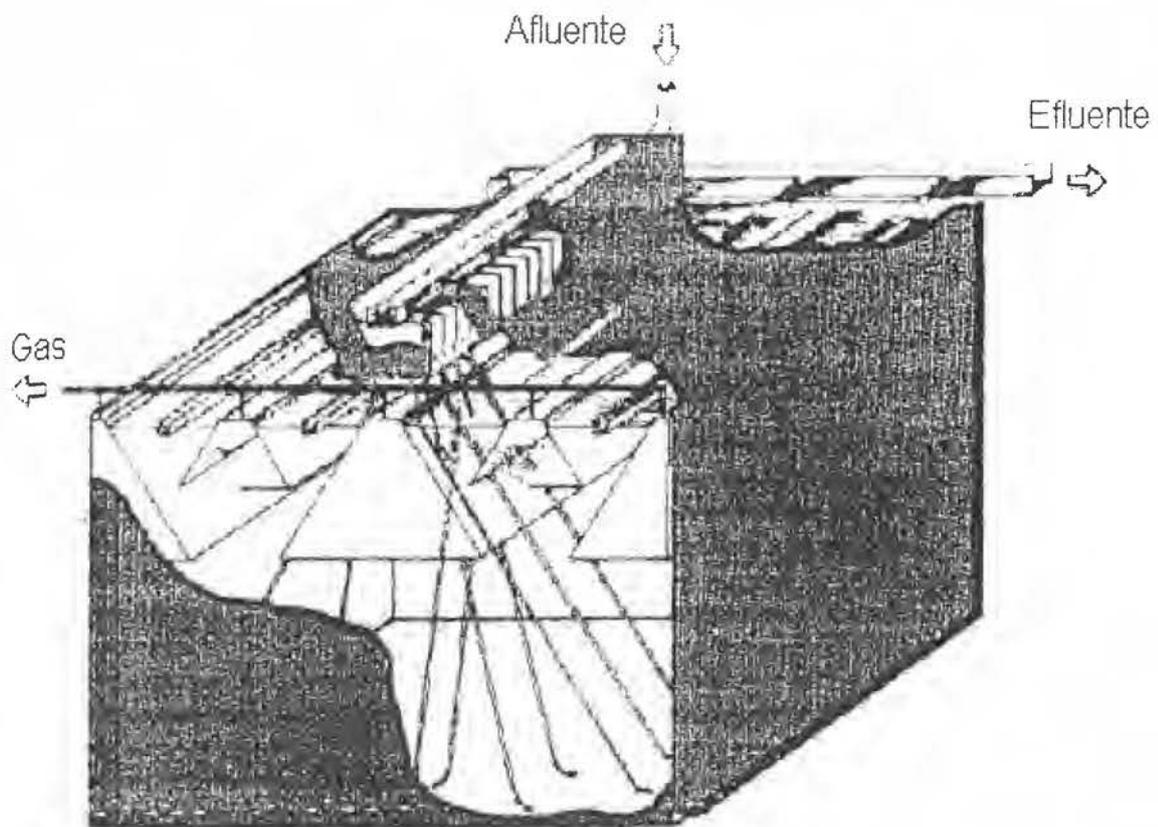


Figura 2.6 Corte esquemático de un reactor anaerobio de flujo ascendente instalado en Costa Rica para beneficios de café (Meier, 1991).

## CAPITULO 3

### SISTEMA DE TRATAMIENTO DE AGUAS RESIDUALES EN EL BENEFICIO COPELIBERTAD R.L.

#### 3.1 Ubicación del beneficio

El sistema de tratamiento de las aguas se localiza dentro de las instalaciones del Departamento de Beneficio de la Cooperativa de Caficultores y Servicios Múltiples de Heredia "Libertad R.L.", ubicado en el Cantón de Moravia de San José, con coordenadas geográficas medias 10° 00' 46" latitud norte y 84° 01' 20" longitud oeste y está circunscrito en una finca de 159378 m<sup>2</sup> a 1231 msnm.

Desde que se inicia el recibo de café fruta, las aguas mieles deben recorrer una distancia considerable a través de varias etapas, antes de verter su efluente al río Virilla.

Las etapas del sistema de tratamiento de las aguas residuales del café en un beneficio, según lo establecido en un inicio en el Convenio Interinstitucional y lo que la nueva legislación exige, son las siguientes:

1. Recirculación de aguas y descarga única.
2. Separación de sólidos gruesos por tamiz y disposición de la pulpa.
3. Separación de sólidos sedimentables en un sedimentador y laguna de lodos.
4. Eliminación de materia orgánica disuelta por el tratamiento anaerobio en reactores.

En Coopelibertad, las etapas 1 y 2 se localizan dentro de las instalaciones donde se realiza el proceso de beneficiado. Las dos etapas restantes que comprenden en conjunto un tanque sedimentador, pilas de envío, laguna de lodos, bolsa de almacenamiento y por último el tratamiento anaerobio por medio de los reactores, están distribuidas por diferentes sectores a lo largo de la propiedad.

La colocación del tanque sedimentador, se ubicó de tal manera que coincidiera con la salida de las aguas producto del beneficiado húmedo. Dicho tanque se localiza entre el proceso de desmucilaginado del café y los tamices. Junto al sedimentador se encuentran las pilas de envío. En estas pilas se toma el afluente para el reactor anaerobio, en donde el rebalse producido es enviado por medio de tubería hacia la bolsa de almacenamiento, localizada en la parte trasera de la propiedad, a una distancia aproximada de 150 metros desde el sedimentador. Contiguo a la bolsa de alimentación se ubica la laguna de lodos, con una separación aproximada de 5 metros una de la otra.

El generador y el horno son parte también del sistema de tratamiento, pues el funcionamiento de ambos esta en función del biogás producido en el proceso de la descomposición de las aguas. Ambos están colocados contiguo a las presecadoras columnares.

Por último, el sistema anaerobio se localiza en la parte frontal del beneficio, junto al patio de recibo. El laboratorio, la bolsa de gas, el tanque de mezcla y el sistema de bombeo están en desnivel, en medio de los dos reactores, donde el de mayor volumen se instaló contiguo a los chancadores, donde en el pasado se encontraban las pilas de fermentación, readecuando éstas para su nuevo uso. El reactor más pequeño está a la par de las oficinas administrativas.

### **3.2 Descripción de las unidades más importantes**

El tratamiento de las aguas mieles del Beneficio Coopelibertad, consta de una serie de unidades que llega a conformar en conjunto, todas las etapas mencionadas en el punto anterior.

#### **3.2.1 Tanques, bolsas auxiliares , laguna de lodos y equipos alternos**

A. *Tanque sedimentador:* Este es el inicio de la depuración de las aguas provenientes de los tamices en el proceso de beneficiado que produce Coopelibertad. En él, los sedimentos por densidad, caen al fondo del tanque

cónico con capacidad para 320 m<sup>3</sup> aproximadamente, separando los sedimentos de los líquidos provenientes del beneficiado de café. Lo anterior cumple con la tercera etapa del tratamiento final, la cual se refiere a la separación de los sólidos sedimentables. (Ver Figura 3.1.a)

B. *Tanque de envío*: Este es un tanque dividido en dos secciones, en donde se localiza la bomba sumergible que envía el agua hacia el tanque regulador del sistema anaerobio. El suministro de agua de este tanque proviene del sedimentador y de la bolsa de almacenamiento, dándose un proceso cíclico de recirculación. El volumen de este tanque es de 98 m<sup>3</sup>. (Ver Figura 3.1.b)

C. *Bolsa de Almacenamiento*: Esta bolsa con capacidad para 1000 m<sup>3</sup> tiene como su nombre lo indica, la función de almacenar el agua que se produjo en el proceso de beneficiado antes de ser tratada por el reactor, que ni el sedimentador ni el tanque de envío pudieron retener por su capacidad volumétrica. (Ver Figura 3.2.a)

D. *Laguna de lodos*: Los sólidos frescos que han decantado dentro del tanque sedimentador, son evacuados diariamente hacia la laguna de lodos por medio de bombeo. La laguna con capacidad aproximada de 580 m<sup>3</sup> posee plástico impermeable para evitar infiltraciones en el suelo. (Ver Figura 3.2.b)

E. *Tanque regulador del flujo*: Es un tanque de 2 m<sup>3</sup>, en el cual ingresa el agua proveniente del tanque de agua sucia. Este es el punto de partida del tratamiento anaerobio de las aguas residuales del café. Posee un sistema de regulación de flujo por medio de un tubo de 4", sobrepuesto sobre el tubo de salida, que descarga al canal de afluente hacia el tanque de mezcla, regulando el caudal de entrada al reactor. (Ver Figura 3.3.a)

F. *Tanque de Soda Cáustica*: Se utiliza para almacenar y dosificar 1 m<sup>3</sup> de soda cáustica. Posee un sistema de llave con tubería para regular la salida de NaOH en el tiempo deseado. Esta colocada sobre el tanque de mezcla.

G. *Tanque de Mezcla*: El tanque de mezcla es el que lleva una posición central y muy importante en el sistema de tratamiento. Es una estructura de concreto de dos compartimentos en donde se juntan y mezclan tres flujos:

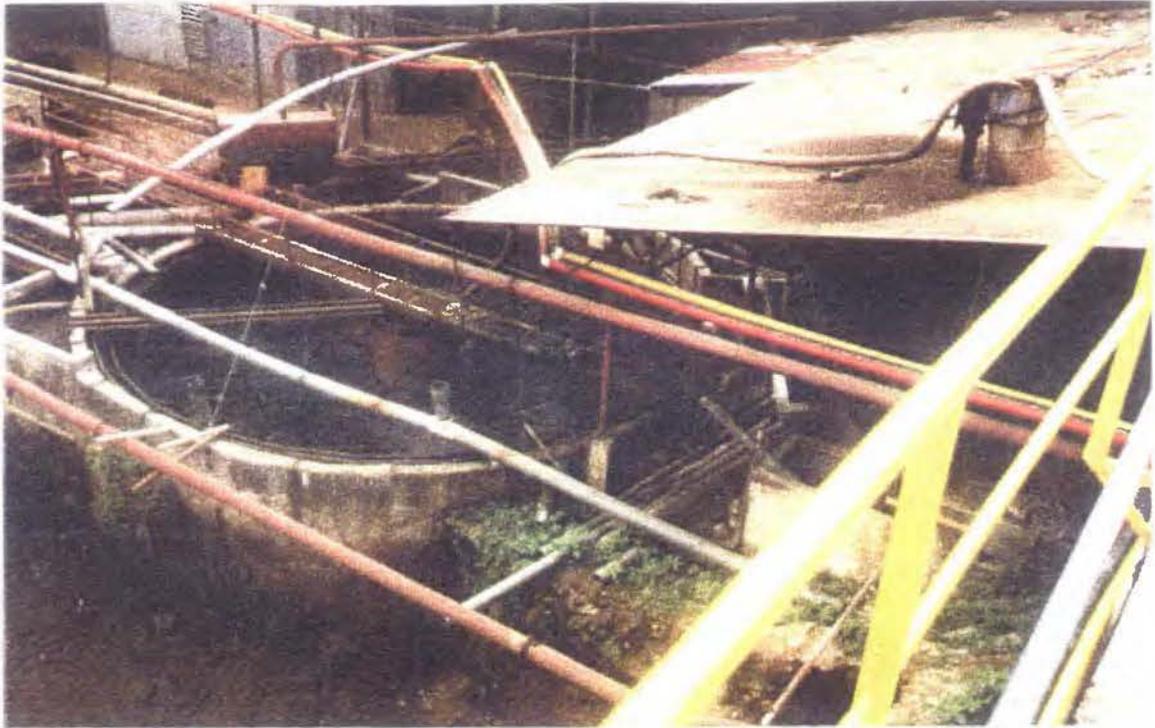


Figura 3.1.a Tanque sedimentador del Beneficio Coopelibertad R.L.

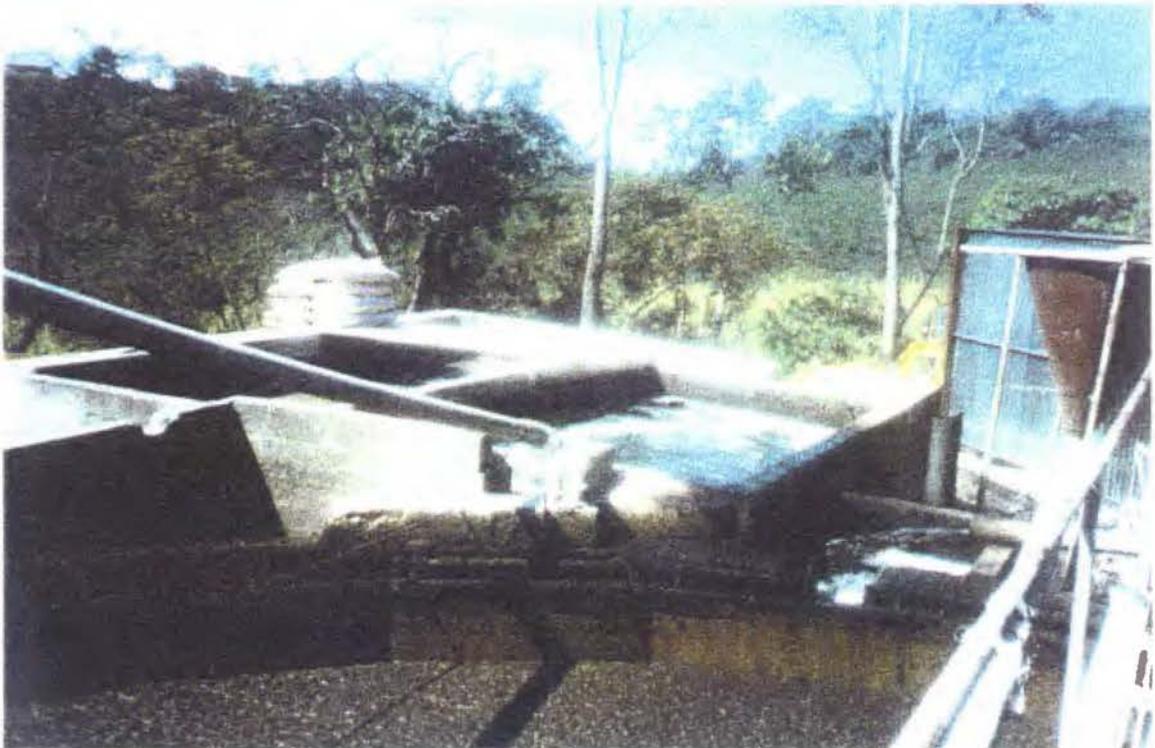


Figura 3.1.b Tanque de envío del Beneficio Coopelibertad R.L.



Figura 3.2.a Laguna de lodos en el Beneficio Coopelibertad R.L.



3.2.b. Bolsa de almacenamiento del agua cruda en el Beneficio Coopelibertad R.L.

- Entrada de afluente crudo en el primer compartimento.
- Entrada de hidróxido de sodio en el primer compartimento.
- Entrada del efluente del reactor en el segundo compartimento (o compartimento de homogenización).

El volumen total del tanque de mezcla es de 12,3 m<sup>3</sup>. En la Figura 3.3.b se aprecia tanto el tanque de mezcla como el de soda cáustica.

H. *Bolsa de Biogás*: El gas producido por la población bacteriana de los dos reactores del beneficio, es almacenado en una bolsa de material sintético impermeable con capacidad para 20 m<sup>3</sup> que ayuda a mantener capturado el biogás, permitiendo su distribución por medio de una tubería de conducción al quemador del horno o al generador eléctrico. (Ver Figura 3.4.a)

I. *Sistema de Generación Eléctrica*: En la Figura 3.4.b, se observa el generador eléctrico del Beneficio Coopelibertad que trabaja a partir del biogás que se producen en los reactores. Las características del generador son las siguientes:

- Marca Waukesha, modelo RU116115, serie RD-4250-2
- Velocidad del motor: 1200 rpm.
- Generador KATO 240/460 Voltios, 3 fases, con una salida máxima de 600 Amperios.
- Capacidad máxima de generación: 312.5 kVA en gas natural; 281.25 kVA en Biogás 80% metano, a una altitud de 1000 msnm.
- Consumo máximo de biogás de aproximadamente 111 m<sup>3</sup>/h, lo que coincide con el 70% de la producción máxima esperada de la planta de tratamiento en el Beneficio Coopelibertad.
- Enfriamiento por intercambiador de calor en el manifold.

J. *Sistema de Calefacción*: El sistema de calefacción tiene como objetivo mantener el agua del reactor en una temperatura aproximada entre los 32 a 37 °C. Consiste de un horno de 4,25 metros de alto, en cuyo interior contiene un serpentín intercambiador de 140 tubos de ¾", instalado dentro de un horno de tipo tradicional, que se alimenta por cascarilla y leña seca además del biogás producido en los dos reactores.

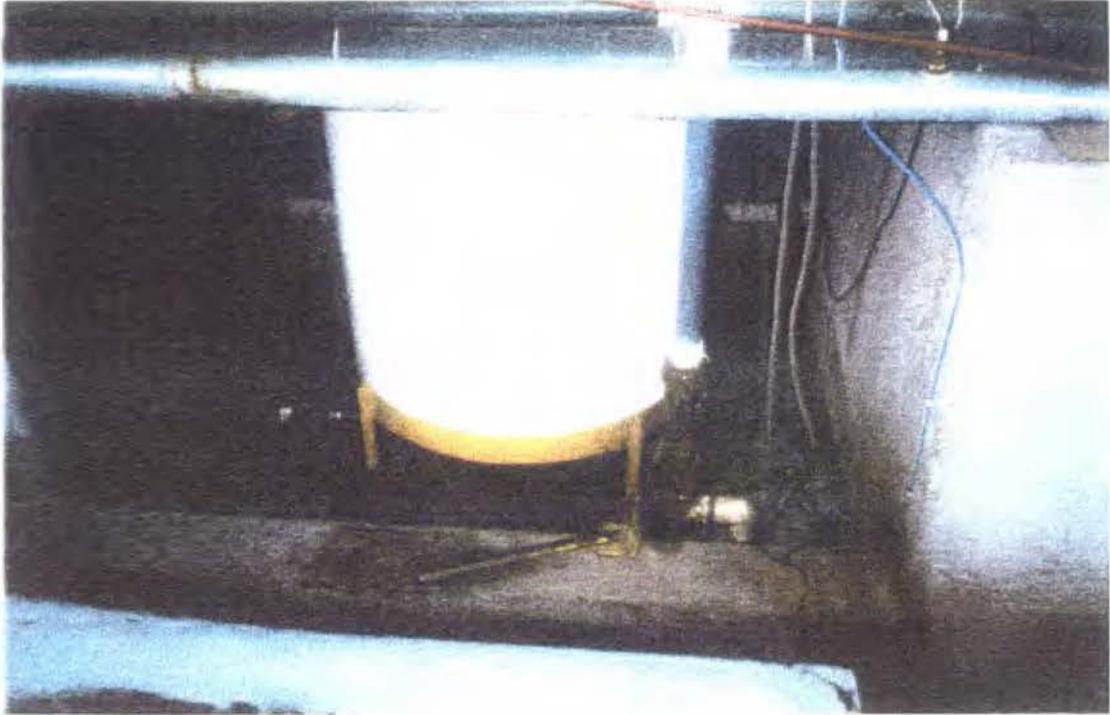


Figura 3.3.a Tanque de regulador de flujo del reactor anaerobio en el Beneficio Coopelibertad R.L.



Figura 3.3.b Tanque de mezcla del reactor anaerobio en el Beneficio Coopelibertad R.L.



Figura 3.4.a Bolsa de almacenamiento del biogás producido por el reactor anaerobio del beneficio Coopelibertad R.L.



Figura 3.4.b Generador eléctrico que trabaja a partir del biogás producido por el reactor anaerobio del beneficio Coopelibertad R.L.

Para esto último, se instaló un quemador de 2000 kw en el horno que puede ser accionado automáticamente por un sensor ubicado en la bolsa de almacenamiento del biogás, ó manualmente desde el panel de control del sistema de calefacción. (Ver Figura 3.5)

### **3.3 Descripción de las etapas**

El efluente del sistema de tratamiento de las aguas que se obtiene del beneficio de café de Coopelibertad, es el producto de tres diferentes tipos de agua que podemos definir como:

- 1- Aguas de despulpado de café.
- 2- Aguas de lavado de café.
- 3- Aguas de enjuague del equipo.

Cada tipo de agua que se genera en el beneficio, debe pasar por todo el sistema de tratamiento, sin embargo, es importante recalcar que cada uno de estos tienen diferentes usos y poseen distintas características y volúmenes, los cuales influyen de diferente manera en cada una de las etapas.

#### **3.3.1 Recirculación de las aguas y descarga única en el beneficiado húmedo.**

Esta es una de las etapas de mayor prioridad dentro del manejo global de cualquier sistema de tratamiento de aguas residuales, ya que definirá la cantidad de agua consumida por fanega dentro del proceso de beneficiado. Si se maneja bien el despulpado y la recirculación, el reactor anaerobio tendrá de antemano asegurado una mayor eficiencia. Lo anterior debido a que permitirá una mayor optimización del tiempo en función del ingreso de agua a tratar por parte del reactor.

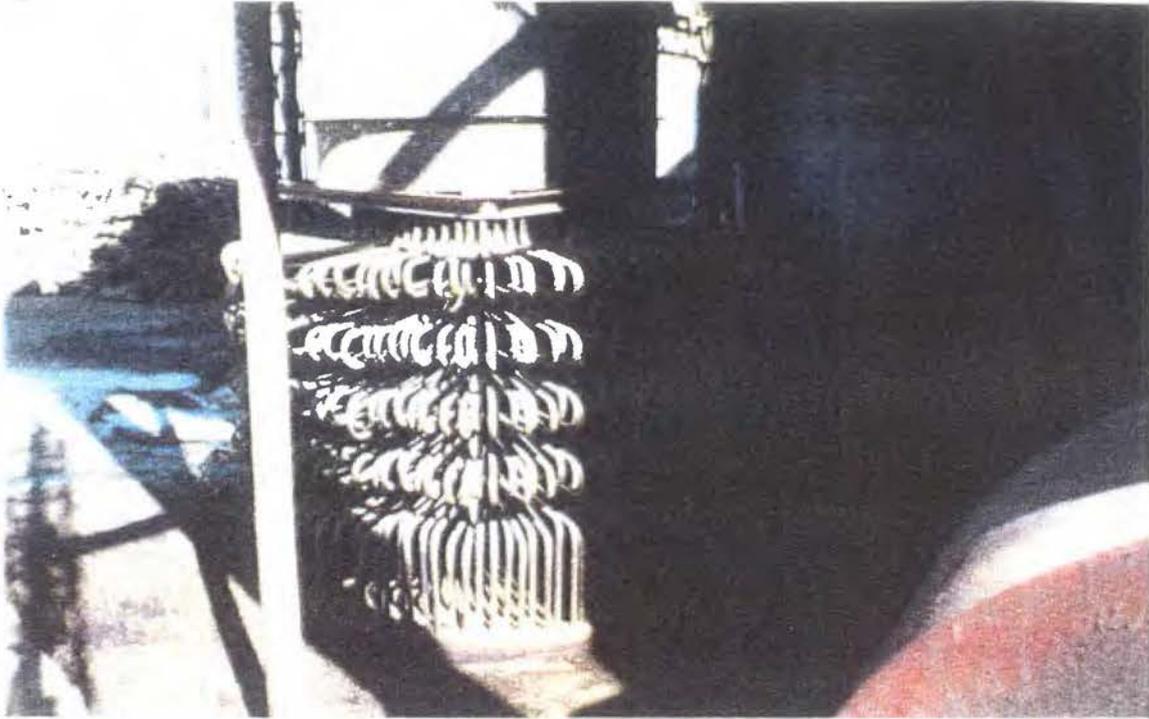


Figura 3.5. Horno utilizado para la calefacción en el reactor anaerobio del beneficio Coopelibertad R.L.

El café de Coopelibertad se recibe en una pila la cual se le agrega el agua necesaria para el transporte. En este punto se ubica una “trampa” que es un caño despedregador que libra al café recibido por diferencia de densidad de las partículas gruesas (piedras, arena y clavos). Luego el café es enviado por bombeo a un tamiz que separa el café fruta de las aguas de arrastre.

#### **A. Recirculación en el despulpado**

Las aguas de despulpado son las que inician el proceso de beneficiado, transportando agua desde el río hasta un tanque de recirculación que suplirá el agua durante todo el despulpado a la pila de recibo, pasando por el caño despedrador hacia el tamiz. En este proceso se da la primera recirculación, ya que dicho tanque junto al caño despedrador es llenado con agua de río solamente una vez, utilizando un volumen de 6 m<sup>3</sup> para todo el proceso de chancado, indistintamente de la cantidad de café recibido y despulpado. Posteriormente, el agua de arrastre del primer pergamino se da por una segunda recirculación, proveniente de una pila de distribución colocada a la entrada del sedimentador. Esta pila cumple un papel importante en todo el proceso, ya que por medio de bombeo se envían las aguas ya tamizadas en el beneficiado hacia la zona de los chancadores.

El café que sale de los chancadores se envía a una criba donde se produce un rechazo de los semimaduros y los verdes, los cuales se envían a las separadoras. De las cribas, se divide el proceso en dos, pasando por las separadoras y a un tamiz de café de primera que envía solamente el grano a las pilas de fermentación de primera con que cuenta el beneficio durante tres horas. El agua de dicho tamiz se reutiliza para el arrastre del café pergamino para una tercera recirculación.

El café de mayor tamaño es cribado utilizando ranuras en las canaletas que lo transportan (por densidad y al estar sumergido en agua, el proceso se realiza), enviándolo a las separadoras que despulpan los granos semimaduros, los cuales son separados de los que no son despulpados en los despulpadores de segunda. Aquí el café pergamino se transporta a las pilas de fermentación de primeras. El

## **B. Recirculación en el lavado**

Cuando el café de primera y segunda de las pilas de fermentación se va a lavar, se usa agua del río para tal propósito. Esta agua que se agrega por primera vez al proceso cumple además la función de arrastrar el café que está saliendo de las pilas para su envío a las aguas pulpas.

El café a la salida de las aguas pulpas es arrastrado hacia las desaguadoras por más agua de río para su posterior envío al tamiz, junto a las aguas de lavado que salen por la camisa de las aguas pulpas, que van al tamiz circular correspondiente a ese equipo. La desaguadora limpia el grano y al mismo tiempo le quita el agua superficial por medio de un abanico, el cual impulsa el grano sobre las paredes "camisa" que tienen forma circular y con aberturas donde sale el agua sucia. Esta agua es enviada al tamiz circular correspondiente a las desaguadoras.

El agua de río utilizado en el lavado del café desde las pilas de fermentación, es la que poseen la mayor carga contaminante así como las más representativas en el consumo de agua por fanega que será tratado en el reactor anaerobio.

En la Figura 3.6 se puede apreciar el diagrama en bloques para las aguas de proceso del beneficio Coopelibertad, donde todas las etapas del sistema de tratamiento para el despulpado y lavado del café están involucradas. El agua recirculada se indica en el diagrama de flujo con flechas azules.

## **C. Recirculación en el enjuague**

Al final de la jornada, con el propósito de separar las piedras y no desperdiciar ningún grano de café, las aguas recirculadas que se usan en la unidad de recibo, son bombeadas al caño de arrastre. Cuando por densidad se ha separado el grano de las partículas sólidas más gruesas (piedras), el café es nuevamente enviado a las aguas pulpas para su posterior traslado a las desaguadoras y de ahí a la tolva de café presecado. Las aguas recogidas del caño en las aguas pulpas y desaguadoras se envían a los tamices correspondientes.

El procedimiento antes descrito se da para el tercer tipo de aguas que se utiliza en el proceso de beneficiado de Coopelibertad, donde después de descargar el agua del tanque de recirculación al caño, el uso de agua de río es el que predomina para la limpieza de la maquinaria a ser utilizada el siguiente día. El enjuague del equipo se efectúa más rápido y a la vez con una metodología más sencilla con relación al despulpado y lavado del café, cuando en la maquinaria no hayan quedado granos adheridos. Al igual que para las aguas de proceso, la recirculación se muestra en flechas azules (Ver Figura 3.7).

Desde inicios de la cosecha 98-99 hasta finales de esta, el beneficio Coopelibertad tenía cuatro descargas de las aguas al río, por lo que incumplía la legislación vigente en este aspecto. Por orden del Ministerio de Salud esta situación se debió de solucionar con el desvío de todas las tuberías a un tanque de registro, con lo que las aguas del beneficiado poseen en la actualidad una sola descarga al cauce del río Virilla.

### **3.3.2 Separación de sólidos gruesos por tamiz**

Como se explicó en el punto anterior, todas las aguas utilizadas en el proceso de beneficiado por vía húmeda en Coopelibertad, van a dar a cuatro diferentes tamices. Con ello se separa el agua de los sólidos gruesos presentes antes de iniciar con la tercera etapa del tratamiento de aguas, como lo es la separación de los sólidos sedimentables en un sedimentador.

Existe un tamiz triangular que es el más pequeño de todos, cuya función es la de depurar las aguas que llegan de las desaguadoras.



En la parte alta del depósito de broza se encuentran ubicados dos tamices circulares con el propósito de recolectar el desecho directamente. Ambos tamices, corresponden a las aguas provenientes de las aguas pulpas y las desagadoras. Se les denomina circulares ya que si se les hace un corte transversal se observa un círculo, perteneciente al cilindro con pequeñas perforaciones que gira por medio de un motor. El agua y los sólidos gruesos ingresan en la parte superior por medio de tubería de PVC al tamiz, por lo que el líquido penetra dentro del cilindro y se descarga por la parte inferior hacia la pila de distribución y su rebalse al sedimentador. Las partículas sólidas al no poder ingresar por las pequeñas aberturas se van depositando en una bandeja que al acumularse caen al depósito de broza.

El tamiz rectangular es el más grande y se ubica a 3 metros de los dos tamices circulares. Como su nombre lo indica es una lámina rectangular cóncava que trabaja de una manera muy similar a los anteriores tamices. Este recibe el agua y los sólidos gruesos de los chancadores de circuito cerrado. La descarga se da en la pila de distribución para ser vertida posteriormente al tanque sedimentador.

Como se explicó en la primera etapa, la pila de distribución es la que alimenta el arrastre del café pergamino, que se encuentra posterior a los chancadores de primera.

La disposición final de la pulpa durante la cosecha 98-99 no fue del todo la más conveniente. Conforme esta se deposita en el espacio ubicado por debajo de los tamices, los lixiviados son enviados por medio de una bomba al tanque sedimentador para ser tratado. Posteriormente se trasladaba a una propiedad del beneficio ubicado a 1.5 km donde se depositaba y se trataba esporádicamente con cal.

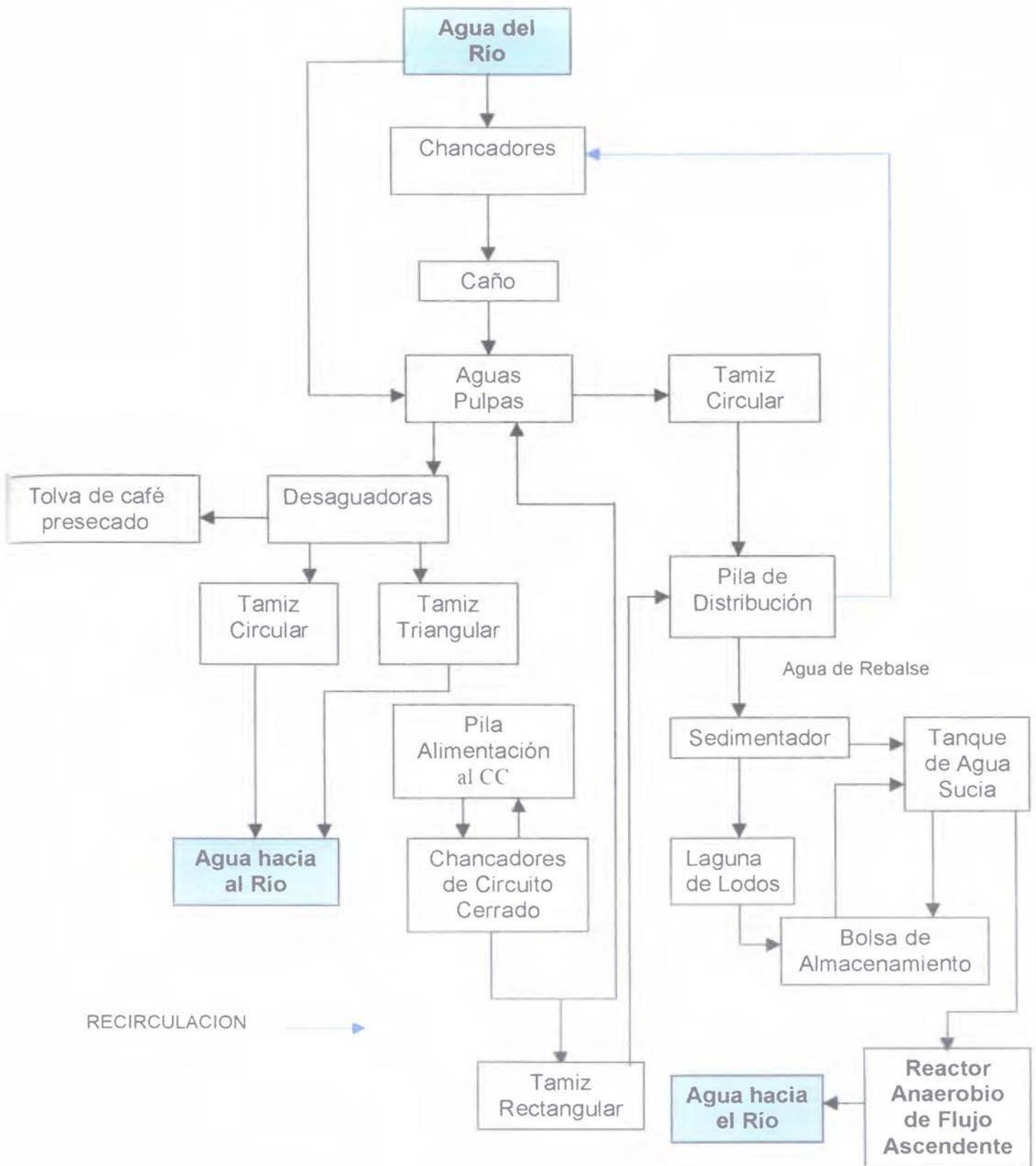


Figura 3.7 Diagrama de bloques para el proceso de aguas de enjuague en el beneficio Coopelibertad R.L.

### 3.3.3 Separación de sólidos sedimentables en un sedimentador

El tratamiento primario que utiliza el beneficio Coopelibertad para sus aguas mieles, consta de un sedimentador que recibe del beneficiado por vía húmeda la mayoría de sus aguas. Dichas aguas como se explicó en el punto anterior, han tenido un pretratamiento que consiste en tamizar las aguas mieles para eliminar los sólidos cuyo tamaño sea mayor a 750 micras.

El proceso de sedimentación consta de tres etapas. La primera tiene como objetivo fundamental el funcionar como una cámara de amortiguamiento y retener parte de los flotantes. En la segunda etapa, se aglutinan los flotantes que se remueven conforme se están acumulando. Por último en la tercera etapa se produce la decantación de los sólidos sedimentables, los que se depositan constantemente en el fondo del tanque sedimentador, gracias a su forma cónica que permite la concentración de los sólidos en la zona más baja.

Los sólidos frescos que han decantado dentro del sedimentador, se evacúan diaria y constantemente hacia la laguna de lodos por medio de dos bombas sumergibles colocadas en serie por una tubería de 6". En el momento de evacuar los lodos hacia la laguna, se debe observar que el flujo de sólidos se torne claro y líquido, lo que indica una reducción de los sólidos contenidos en el agua, situación característica que perjudica el funcionamiento de la laguna de lodos.

En dicha laguna los lodos se digieren anaerobicamente y al final de la cosecha se puede utilizar como un excelente agregado al suelo. Para ello los lodos, al final de la cosecha, se someten a un período de secamiento largo para ser dragado y usado como abono orgánico y mejorador de suelos.

El rebalse de los líquidos de la laguna, en el momento que se purga el sedimentador se conduce por medio de tubería de PVC de 4" a la bolsa de almacenamiento, localizada a 3.5 metros del borde de la laguna, para su posterior envío al tratamiento final de las aguas. (Ver Figura 3.2.a)

### **3.3.4 Eliminación de la materia orgánica disuelta por el tratamiento anaerobio en reactores.**

Esta es la última y más importante etapa en el tratamiento de las aguas mieles utilizadas por el Beneficio Coopelibertad.

En el reactor del beneficio, la materia orgánica es eliminada del agua residual por la actividad de bacterias anaerobias. Estas últimas se alimentan con la contaminación en el agua, y la transforman en gases.

#### **A. Inicio del sistema**

Las aguas provenientes del sedimentador se depositan en los tanques de envío. El agua de rebalse se transporta casi 50 metros por medio de tubería de PVC de 4" hacia la bolsa de almacenamiento. Lo anterior sucede cuando las bacterias no están en capacidad de degradar las aguas mieles o se presentan problemas en el equipo del reactor (bombas, tuberías, etc.), siendo dicha bolsa un pulmón para el sistema. Cuando se requiere llevar nuevamente agua hacia el reactor anaerobio, se utiliza una bomba de 3 HP localizada a la entrada de la bolsa de almacenamiento, transportándola por otra tubería de PVC del mismo diámetro de la anterior hacia los tanques de envío. Desde los dos tanques de envío el agua se transporta por medio de otra bomba sumergible de 3 HP, introducida a 3 metros del borde superior del tanque más cercano al sedimentador. La tubería de 4 pulgadas de PVC acoplada a la bomba, transporta un caudal de 700 L/min hacia el tanque regulador de flujo. Dicho tanque sirve como su nombre lo indica para regular la entrada de agua sucia a los reactores y como punto de control para la toma de análisis que determinarán los valores de pH y DQO de entrada (afluente).

Cada una de las bombas utilizadas en el reactor anaerobio posee un sistema de boyas que permiten el encendido y apagado automático en función del nivel de agua. La boya de la bomba sumergible colocada en el tanque de agua sucia, se encuentra en el tanque regulador, por lo que el nivel del volumen de agua que ingresa al sistema, junto a la abertura dada a la salida definirá la

operación de esta, es decir, cuando el tanque se haya vaciado lo suficiente, la bomba se enciende, enviando agua sucia al tanque regulador, sucediendo lo mismo en caso contrario. Lo anterior representa que solamente una vez al día se tenga que regular la abertura y con ello el caudal de entrada del tubo de 4" sobrepuesto sobre el tubo de salida. En caso de que la boya quede prensada o no trabaje bien, existe un escape de alivio hacia el río, con el propósito de que el agua que esté ingresando, no rebalse el tanque regulador y se derrame.

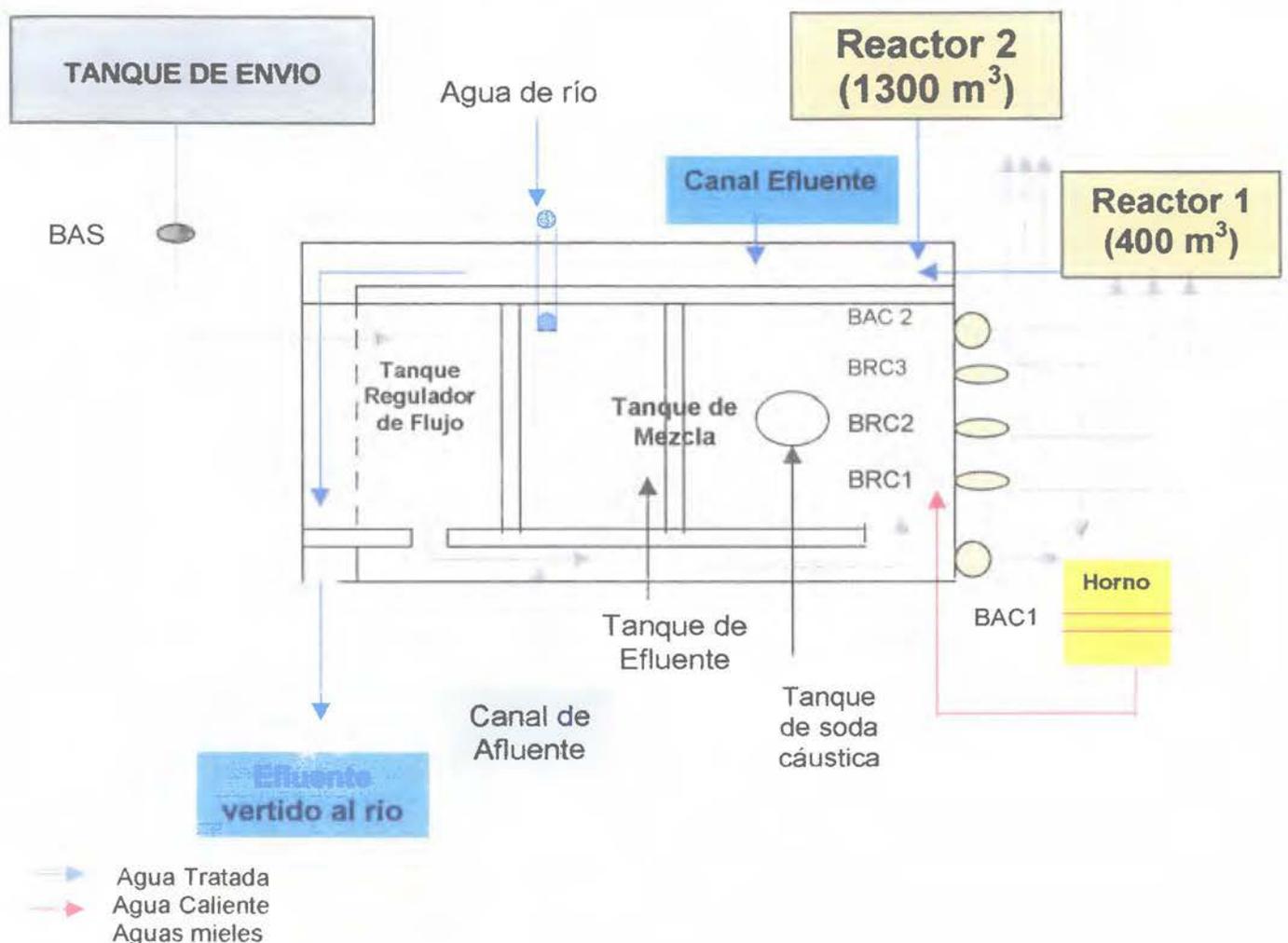
El agua que se descarga por el regulador, ingresa al canal de afluente hacia el tanque de mezcla. El caudal que pasa por este canal, también puede medirse por un vertedor triangular colocado a 1.65 m de la salida del tanque de regulación.

## **B. Tanque de mezcla**

El tanque de mezcla es uno de los más importantes del sistema final de las aguas, ya que en él se manejan las condiciones óptimas requeridas por las bacterias, como son la temperatura y la acidez para su posterior envío a los reactores. En la Figura 3.8 se puede apreciar los componentes de dicho tanque. Los colores de las flechas indican características para el contenido de cada tubería. Las flechas de color gris indican las aguas mieles a ser tratadas, las azules señalan al agua posterior a su tratamiento que son enviadas directamente al río en caso de que no se este recirculando. Por último las flechas rojas señalan a las aguas que provienen del horno a altas temperaturas.

Para controlar la acidez se instaló sobre el tanque de mezcla, una estructura metálica en la cual se colocó un tanque de fibra de vidrio como los usados en muchos hogares para almacenar agua. A dicho recipiente se le denomina tanque dosificador de soda cáustica. Dentro de él una vez al día se prepara manualmente la dosis de alcalinizante, vertiendo sobre él, hidróxido de sodio (NaOH) disuelto con agua. Luego se regula la llave del tubo de salida colocado a 20 cm sobre el nivel de agua a tratar en el tanque de mezcla, de tal manera que todo su contenido saliera en el tiempo establecido requerido, según la cantidad de agua que entra al sistema final de tratamiento. La soda funciona

como alcalinizante para las aguas mieles, ya que durante el proceso de fermentación del café se produce una oxidación a ácidos grasos volátiles y de bajo peso molecular, logrando con ello llevar el agua a un pH bajo entre 4 y 4.5 a uno neutro de 7 antes de ser enviado a ambos reactores, situación que es ideal para la población bacteriana.



Nomenclatura:

BAS: Bomba de Agua Sucia  
 BAC: Bomba de Agua Caliente  
 BRC: Bomba de Recirculación

Figura 3.8 Tanque de Mezcla del beneficio Coopelibertad R.L.

Sin embargo, la soda cáustica presenta ventajas y desventajas. Entre las mayores ventajas se destacan los buenos resultados en el control de la acidez, y que no presentan problemas de sedimento a la hora de ser disuelta con agua. Las desventajas radican en su costo y el gran cuidado que se debe tener por su peligroso manejo, ya que por sus propiedades químicas irritan la piel y los ojos.

La otra condición indispensable para que las bacterias se encuentren en un ambiente deseable es la temperatura, pues al aumentar este parámetro la actividad metanogénica de las bacterias se eleva, reflejándose en una mayor producción de biogás.

Para ello se ha instalado un sistema de calentamiento que tiene como propósito brindar los ámbitos de temperaturas óptimos a la poblaciones bacterianas ubicadas en cada reactor.

### **C. Sistema de calentamiento**

Para el calentamiento, se usa el agua del tanque de entrada del efluente del reactor en el compartimento de homogeneización que se ubica en el tanque de mezcla, el cual es impulsado por dos bombas de 3HP (5 l/s cada una) y transportada por tubería de 4" de PVC hacia el horno calentador de agua ubicado junto a las secadoras columnares del beneficio, a una distancia aproximada de 70 metros. Cada bomba transporta agua a altas temperaturas, gracias a la llama que produce un quemador de 500 kw ubicado en el horno.

El quemador trabaja a partir del biogás generado por las bacterias, cuyo accionar se realiza por medio de un sensor de nivel ubicado en la bolsa de almacenamiento de dicho subproducto, por lo que la operación de este estará en función del tiempo que se quiera quemar el biogás en el horno, presentándose un comportamiento de trabajo intermitente. No obstante la utilización puede realizarse manualmente, ya sea para vaciar la bolsa a gusto o bajar el nivel en el tanque de mezcla, pues cada vez que se utiliza el biogás por diferencia de presión, sucede esto. El encendido de estos quemadores, especialmente en frío, provoca una contraexplosión que puede causar quemaduras a alguna persona que esté expuesta a la llama. Se recomienda mantener una distancia de seguridad no

menor a 3 metros con cualquier punto de este equipo. Cuando el sistema está caliente, el encendido es mucho más leve y no debe causar ningún sobresalto. Además de utilizar el gas como fuente calorífica, se utiliza leña seca para ayudar a aumentar la temperatura interna del horno.

El agua a una temperatura promedio de 23 °C, entra al horno cilíndrico (Figura 3.5) con diámetro de 2,70 m y se distribuye a lo largo de un serpentín intercambiador de 140 tubos de ¾", instalados sobre una hornilla que bajan a una distancia aproximada de 0,83 m sobre la base donde se encuentra la puerta por la que se ingresa la leña y se unen en un solo punto a una tubería de 4" de hierro galvanizado por la parte trasera del horno. Dicha tubería transporta el agua hacia el tanque de mezcla a una temperatura entre 60 y 70 °C para su posterior distribución a los reactores. Hay que tener presente que generalmente la temperatura de ingreso del agua al horno es mayor que la del ambiente, pues como el afluente sale con temperaturas que oscilan entre los 28 y 32 °C, el proceso de calentamiento óptimo dentro del horno es más acelerado.

Como el reactor en Coopelibertad es de un gran volumen, el sistema de seguridad provisto con un circuito de enfriamiento tuvo que regularse para temperaturas superiores a los 80 °C pues el agua a 70°C en el tanque de mezcla se distribuye en los 1700 m<sup>3</sup>, dejando la temperatura interna promedio de cada reactor en alrededor de los 34°C. Dicho sistema de seguridad, cumple la función de proteger la población bacteriana de los reactores, ya que un sobrecalentamiento de las aguas podría matar a millones de bacterias. Además el sistema de seguridad asegura a la tubería en caso de que exista un faltante de agua en el serpentín. Esto último sucede cuando las bombas, que transportan el agua del tanque de entrada del afluente al horno, se apagan y automáticamente el sistema de emergencia libera agua de río, proveniente de una tubería colocada junto al indicador de temperaturas, con el propósito de que dicha agua enfríe la tubería que esta siendo sometida a las altas temperaturas y que en ese momento no contiene agua desde el reactor. Además de este caso, el sistema acciona el circuito de enfriamiento cuando el operador del horno eleva más de la cuenta la temperatura del horno, alcanzando niveles peligrosos para las bacterias. Los

sensores, al medir temperaturas superiores a los 100 °C automáticamente liberan el agua del río como medida de precaución.

Controlando en el tanque de mezcla la temperatura y la acidez, se prosigue con el envío de las aguas mieles a los reactores para que se inicie el proceso de degradación. Desde el tanque de mezcla, tres bombas de 5 HP (15 l/s) en paralelo envían las aguas a cada reactor, cumpliendo un proceso de recirculación cuando no se puede ingresar agua en el afluente del reactor anaerobio. Usualmente solo dos de ellas trabajan, dejando la otra para alternarla con las dos anteriores ó en caso de que se descomponga una de ellas, esta entre a operar de inmediato. Estas bombas junto a las de agua caliente son las que operan mayor cantidad de tiempo durante la cosecha, por lo que el mantenimiento debe ser constante. El agua es transportada hacia los tanques de distribución ubicados en la parte central de cada reactor, por dos tuberías de PVC de 4". A lo largo de cada tubería, existe una llave de paso, con el fin de regular el flujo que entra a cada tanque de distribución y que cumple una función importante en la dosificación de los reactores. Dichos tanques tienen un volumen cada uno de 1,2 m<sup>3</sup>, desde donde se ramifica la tubería con el fin de distribuir igual cantidad de caudal a cada canaleta y por ende a cada módulo a lo largo de los reactores.

Con el propósito de enviar el agua hacia el horno, desde la bolsa de almacenamiento al tanque de envío, al tanque regulador de flujo y a cada uno de los reactores desde el tanque de mezcla en un proceso de recirculación, el sistema de bombeo utilizado para el tratamiento de aguas residuales es fundamental. En el Cuadro 3.1 se aprecia las características de las bombas de agua caliente, recirculación, bolsa de almacenamiento y de la pila de envío, que son las más utilizadas.

Como se explicó en el capítulo anterior, el reactor anaerobio del Beneficio Coopelibertad se basa en la tecnología RAFA (Reactor Anaerobio en Flujo Ascendente). El beneficio cuenta con dos reactores, los cuales en conjunto equivalen al sistema de tratamiento de aguas residuales de café más grande del país y entre los mayores del mundo. El reactor pequeño tiene capacidad para

almacenar en cuatro módulos un volumen de 400 m<sup>3</sup> y el más grande de 1300 m<sup>3</sup> en ocho módulos, para un total de 1700 m<sup>3</sup>. (Ver Figura 3.9)

Cuadro 3.1 Características de las bombas más utilizadas en el sistema de tratamiento final de aguas residuales en el beneficio Coopelibertad R.L.

Bomba / Característica	Bolsa de Almacenamiento	Tanque de Envío	Agua Caliente	Recirculación
Marca			Red Jacket	Red Jacket
Modelo	PWS960306	PWS960306	300 SPME-3	505 SPME-3
Serie	PW3-15ZZ	PW3-16ZZ	41297	21297
Potencia (HP)	20	20	3	5
Caudal (l/s)			5	15
R.P.M.	5000	5000	3450	3450
Frecuencia (HZ)	60	60	60	60

#### D. Descripción de los reactores

En este reactor, las bacterias anaerobias crecen en forma de colonias o flóculas, que son las partículas negras y finas que se encuentran en la parte inferior de ambos reactores. El inóculo proveniente en su mayoría de la provincia de Heredia, fue vertido en los tanques de distribución de cada reactor en distintos períodos a lo largo de dos cosechas. En diciembre de 1997 el reactor pequeño fue inoculado y en enero del 99 le correspondió al de mayor volumen. En este último se vertieron más de 350000 litros de aguas negras provenientes de tanques sépticos.

Como se explicó anteriormente, el agua contaminada con el pH y temperatura óptimos tratados desde el tanque de mezcla, ingresan al tanque de distribución. Desde este punto se transporta a cada canaleta trapezoidal el agua a tratar. En estas canaletas que separan visualmente los reactores en módulos,

están colocados una serie de tubos de 1 1/2" separados 20 cm entre sí donde cada uno de ellos envía el afluente por todo el fondo de los reactores para ser distribuido uniformemente en 1 m<sup>3</sup>. El agua desde el fondo, atraviesa en flujo ascendente el lecho de partículas bacterianas, las cuales se mantienen en mezcla por el mismo flujo de agua, pero sobre todo por el biogás que se está produciendo. Este último es captado en campanas separadoras de fases, ubicadas en la parte superior del digestor de cada módulo. El efluente (agua ya tratada) sale por medio de tubería de PVC de 4" del reactor a través de canales recolectores ubicados a lo largo de la base externa de cada canaleta. De ahí el agua se deposita en el canal de efluente, donde a 2,30 m de dicha salida se localiza un vertedor rectangular que determina el caudal de salida del sistema de tratamiento. El agua cae al tanque de efluente o de homogenización, que es el segundo compartimento del tanque de mezcla, y su rebalse se envía por tubería de 6" directamente al río. En la Figura 3.10 se presenta un corte transversal de un reactor anaerobio igual al de Coopelibertad, donde se aprecian los deflectores y las campanas para capturar el biogás, entre otros componentes.

### **E. Manejo del biogás**

Como se indicó anteriormente, el biogás producto de la descomposición anaerobia de las bacterias, es capturado en las campanas. Dicho biogás, es conducido fuera de cada reactor por diferencia de presión, en tubería de PVC de 4" hacia la bolsa de almacenamiento de biogás. La cantidad producida, se mide por tres gasómetros colocados a la entrada de la bolsa, con el propósito de monitorear la producción de metano en función del ingreso de agua de afluente al sistema de tratamiento. Para evitar que el gas contenga agua dentro de la bolsa, el sistema cuenta con ocho trampas de agua, colocadas cinco de ellas antes de la bolsa de almacenamiento del biogás. Las trampas de agua son tubos de 2" de PVC que se ramifican de la tubería principal en forma de U, que transporta el gas desde las campanas y que por diferencia de densidad del gas respecto al agua, tiende a retener este último. Es importante que las trampas estén siempre llenas de agua, ya que sería una posible salida de gas a la atmósfera.



Figura 3.9.a Reactor anaerobio de menor volumen del beneficio Coopelibertad R.L



Figura 3.9.b Reactor anaerobio de mayor volumen del beneficio Coopelibertad R.L.

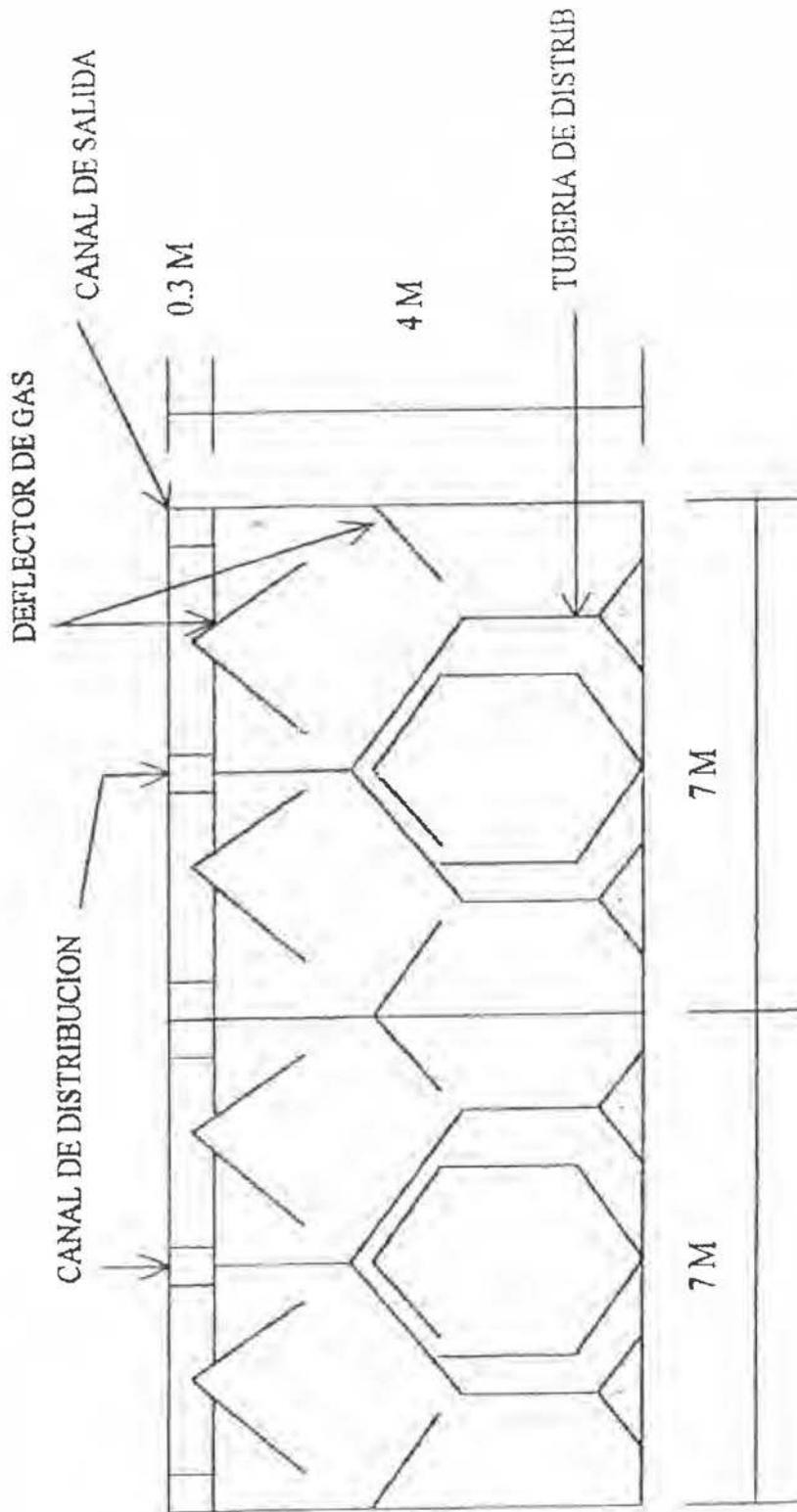


Figura 3.10. Corte transversal del reactor anaerobio de flujo ascendente (AMANCO- BTG, 1999)

Desde la bolsa de almacenamiento, el biogás es utilizado para dos propósitos. Uno es el de calentar el agua para mantener las temperaturas óptimas de las bacterias dentro del reactor, usando el quemador ubicado en el horno. El otro y el más importante en cuanto a la recuperación económica de la inversión que realizó Coopelibertad, es el de producir electricidad a partir del biogás, por medio del generador adquirido para tal propósito. Esta será en las próximas cosechas, la fuente principal del uso que se tendrá para este importante subproducto del proceso de descomposición de las aguas mieles de café.

Toda la distribución actual del proceso antes descrito, se puede apreciar en la Figura 3.11. En ella se observa como las fechas con punta rellena indican el agua antes y posterior a su tratamiento. Las flechas con punta simple señalan el biogás producido por las bacterias anaerobias. El primer reactor corresponde al de menor volumen ( $400 \text{ m}^3$ ) y el segundo al de mayor cubicaje ( $1300 \text{ m}^3$ ).

En la Figura 3.12 se puede apreciar el diagrama de flujo en bloques de las etapas que involucran desde la separación de sólidos sedimentables en un sedimentador, hasta la eliminación de la materia orgánica por medio del reactor anaerobio.

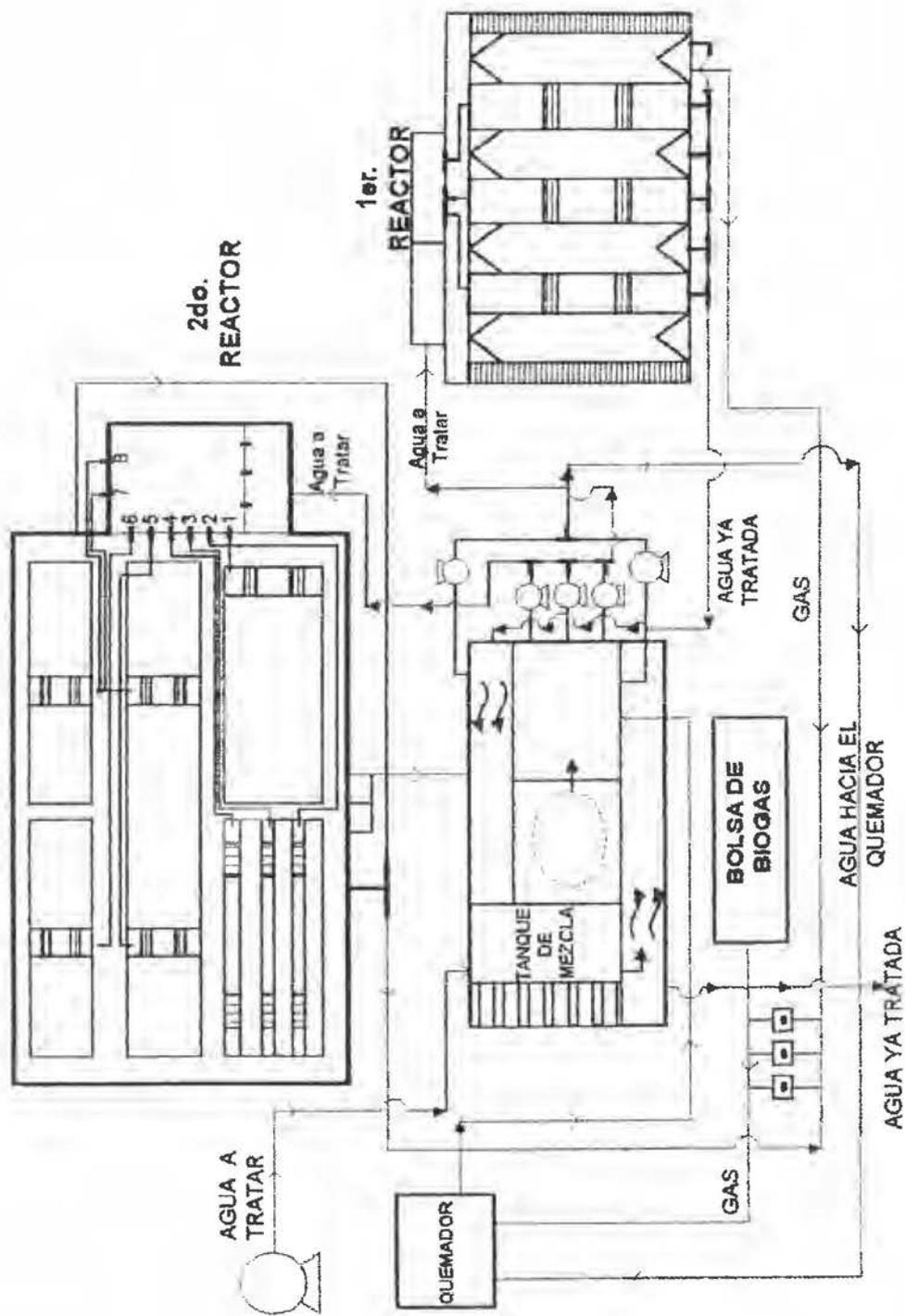


Figura 3.11 Diagrama de planta del reactor anaerobio en el Beneficio Coopelibertad R.L.

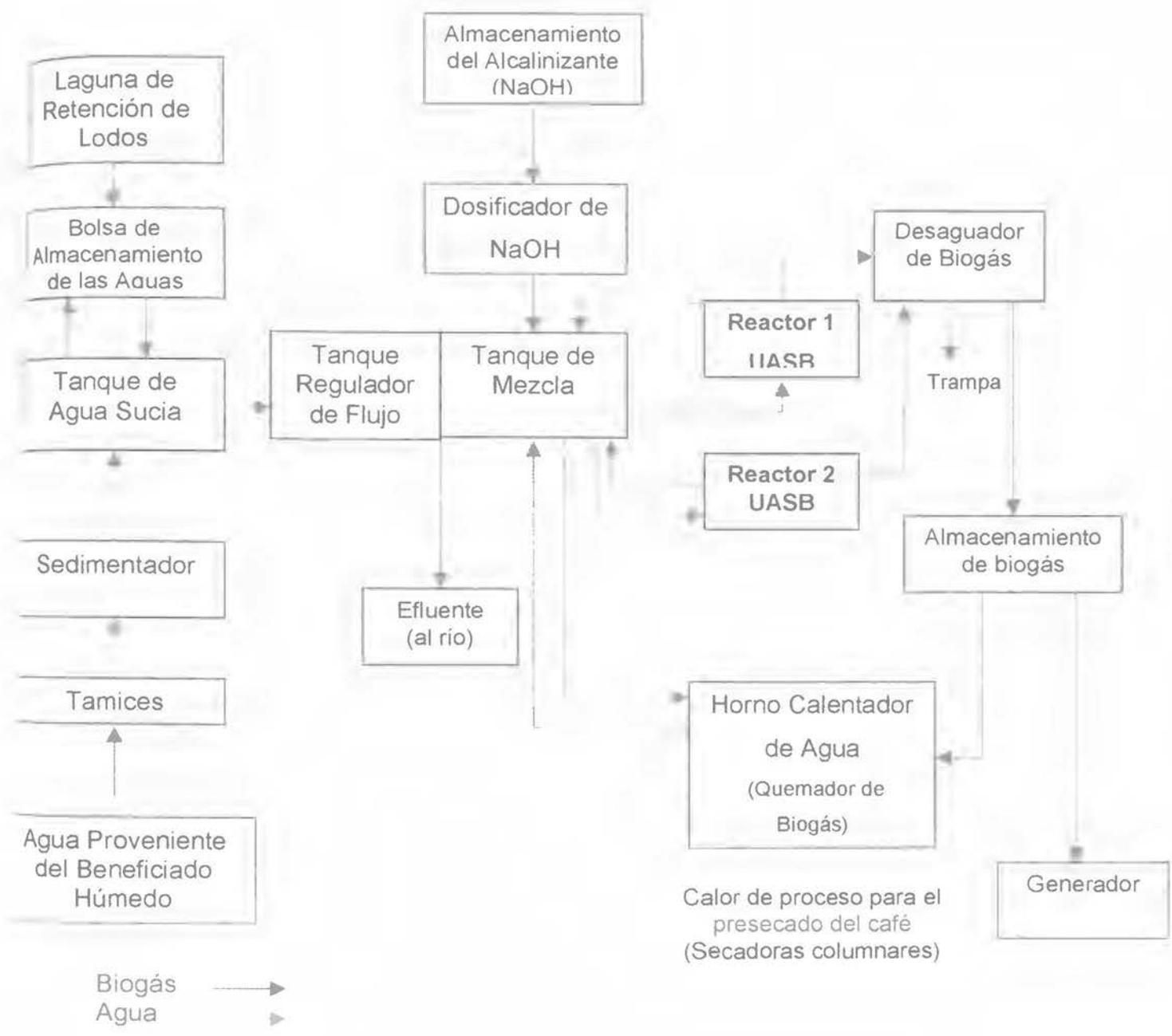


Figura 3.12 Diagrama de flujo en bloques de las dos últimas etapas del sistema de tratamiento final de las aguas en Coopelibertad R.L.

## CAPITULO 4

### METODOLOGÍA

#### 4.1 Monitoreo del reactor anaerobio en el beneficio Coopelibertad R.L.

El monitoreo del sistema de tratamiento final de las aguas en el beneficio Coopelibertad se basó en dos objetivos fundamentales:

- 1- Controlar la estabilidad del complejo proceso anaerobio.
- 2- Monitorear el balance de materiales, es decir, registrar las cantidades de agua, biogás y materia orgánica que entran y salen del sistema.

La función del control de la estabilidad del proceso es primeramente interna: Se hace para asegurar que el proceso microbiológico que ocurre en los reactores anaerobios se lleve a cabo bajo óptimas condiciones físico-químicas, para no poner en peligro la vida bacteriana presente en los dos reactores del beneficio.

La función del registro del balance de materiales es primeramente interna y luego externa: Registrar los resultados de la descontaminación, con el fin de compararlos con las normas legales. Esta función es importante para demostrar a las autoridades del Ministerio de Salud y del MINAE el buen funcionamiento de la planta por medio de reportes operacionales mensuales durante toda la cosecha, con el fin de estar amparado con la legislación y evitar el cierre sanitario del beneficio.

El sistema de tratamiento de las aguas en el beneficio, cuenta, entre su personal para realizar las labores anteriores, con un encargado y dos operarios. El encargado cuenta con conocimientos en el área agrícola, hidráulica, mecánica, química y biológica, tomando las decisiones más importantes en cuanto al manejo de los parámetros operativos y capacidad de procesamiento del reactor anaerobio, realizando los análisis químicos pertinentes de las aguas procesadas. Los dos operarios, distribuidos en turnos de 12 horas cada uno, realizan labores de control y mantenimiento, recopilando los datos más representativos a cada hora durante 24 horas al día, los siete días de la semana.

## 4.2 Parámetros de estabilidad del proceso

La estabilidad del proceso anaerobio se evalúa por medio de tres parámetros: El pH, la alcalinidad y la concentración de los Ácidos Grasos Volátiles (AGV's).

### 4.2.1 Acidez de las aguas

El pH en el reactor de Coopelibertad se tomó hasta mediados de noviembre solamente a la salida del reactor desde el canal de agua efluente, durante cada hora y por jornadas de 12 horas diarias, ya que la cantidad de café que estaba ingresando era muy poca, por lo que el proceso de recirculación era más amplio, manteniendo por ello un pH neutro. Posterior al arranque a inicios de octubre de 1998, se obtuvo este resultado en la capa de la biomasa bacteriana desde el fondo del reactor pequeño, que era el único en esos momentos que estaba en pleno arranque, utilizando los tubos de muestreo de lodo, ubicados en una de las paredes exteriores de los reactores. Cabe mencionar la importancia en la toma de dicho parámetro, ya que este lugar es el que tiende a acidificarse primero dentro de los reactores, y donde las consecuencias de la acidificación impactan más.

En enero de 1999 con la puesta en marcha del reactor de mayor volumen, el monitoreo de la acidez en las aguas se tuvo que extender al centro de este reactor. Además, como a mediados de ese mes, se empezó a utilizar cal desde la bolsa de almacenamiento, con el propósito de reducir el costo de soda cáustica y evitar su peligroso manejo. Con esto último, al efectuarse la dosificación de cal después del sedimentador y antes de la llegada al reactor, se tuvo que medir el pH de entrada, con lo cual el monitoreo se efectuaba en cuatro puntos en los últimos tres meses de recibo de café.

El pH de salida, entrada y del lodo en los reactores se mide manualmente con el pHmetro el cual se calibraba constantemente, con ayuda del manual que trae el instrumento. La toma de los datos lo realizaban los operarios, informándole al encargado cualquier cambio considerable en este valor.

## 4.2.2 Alcalinidad y AGV's

La alcalinidad en el reactor es la concentración de bicarbonato, es decir, de la concentración de buffer, que forma la garantía para que no se acidifique la biomasa. Este valor siempre tiene que ser por lo menos 50% mayor del valor de los AGV's. Aunque las aguas del reactor tengan el grado de acidez neutro, sí tiene ácidos, es decir, tiene AGV's que son neutralizados con cierta cantidad de bases, que compensan lo ácidos de los AGV's y causa que no se baje el pH en demasía.

La muestra para AGV's y alcalinidad se toma del efluente del reactor, y se evalúan una vez al día utilizando las concentraciones y cambios en el volumen de NaOH y HCl respectivamente. Este tipo de análisis es obtenido por el encargado del reactor, con el equipo de laboratorio necesario con que cuenta el beneficio.

El procedimiento para la determinación de la alcalinidad y los AGV's se realiza con el método químico denominado titulación de ácidos y bases. Se determina la cantidad de alcalinidad, que es la cantidad de bases + AGV's, y luego titulando se elimina lo básico de la muestra. En una segunda titulación se determina solamente los AGV's de la muestra. Lo anterior se describe de la siguiente manera:

### A. ALCALINIDAD :

#### *Procedimiento*

1. Lavar la bureta con agua destilada y luego con un poco de HCl
2. Adicionar en la bureta HCl desde cero teniendo presente evitar queden gotas o aire a la salida.
3. Medir y anotar el volumen inicial.
4. Tomar 25 ml de agua cruda de efluente con la pipeta en un beaker.
5. Con el pHmetro en el beaker, adicionar HCl hasta un pH de 3.
6. Medir y anotar el volumen final.
7. Obtener un  $\Delta V$  (diferencial de volumen del HCL)
8. Con la fórmula siguiente se obtiene la alcalinidad:

$$\text{Alcalinidad (meq/l)} = \frac{\text{Concentración HCl} * \Delta V_{\text{HCl}} * 1000}{25}$$

donde meq /l = miliequivalentes por litro

## B. AGV's :

### Procedimiento

- 1 Lavar con agua destilada y luego con un poco de NaOH la bureta.
2. Adicionar en la bureta NaOH desde cero, teniendo presente evitar que me queden gotas o aire a la salida.
- 3 Medir y anotar el volumen inicial.
4. El beaker de la muestra de alcalinidad con los núcleos de ebullición se calienta hasta que ebulle con una cápsula de porcelana como tapa.
5. Al beaker con el pHmetro, adicionar NaOH, hasta un pH de 7.
6. Medir y anotar el volumen final.
7. Obtener un  $\Delta V$  (diferencial de volumen de NaOH).
8. Con la fórmula siguiente se obtienen los AGV's:

$$\text{AGV's (meq/L)} = \frac{\text{Concentración NaOH} * \Delta V_{\text{NaOH}} * 1000}{25}$$

Las concentraciones de HCl y NaOH son determinadas por el laboratorio que distribuye las sustancias a utilizar.

### 4.3 Parámetros en el balance de materiales

Lo que entra en el sistema (en términos de DQO) tiene que salir (con el efluente o con el biogás) o se acumula en el sistema en forma de materia celular o biomasa. Lo anterior tiene como fin comprobar si las descargas de efluente cumple, con las normas legales de vertido y rehuso de las aguas residuales de café.

### 4.3.1 Flujo de agua

La cantidad de agua que entra al sistema se puede monitorear con un vertedor en V (Figura 4.1b). Sin embargo, el caudal en el inicio del tratamiento final no se media por el vertedor, sino por la entrada de agua regulada en un tiempo dado en el tanque regulador de flujo.

La determinación del flujo depende de dos parámetros: El DQO en el afluente y la producción esperada de gas para ese día, ya que siempre se requería un 4% más de biogás con respecto al día anterior, siendo el valor de DQO en la entrada el que determina la dificultad de degradación de materia orgánica hasta el valor de normativa (1500 mg/L). Además es necesario cierta información sobre el volumen de llenado real del tanque regulador de flujo (1,22 m<sup>3</sup>), así como el número de horas requeridas por día para introducir agua cruda al reactor. La cantidad de agua se calcula de la siguiente manera:

Carga orgánica= Cantidad diaria de gas obtenida / V. E.

Caudal (m<sup>3</sup>/día) = Carga orgánica / kg DQO en el afluente

Caudal (m<sup>3</sup>/h) = Caudal (m<sup>3</sup>/día) / horas del día que se ingresa agua

Número de tanques por hora= Caudal (m<sup>3</sup>/h) / volumen del tanque regulador de flujo

Minutos / tanque = 60 minutos / Números de tanques por hora

En donde V.E = 0,3 m<sup>3</sup> gas/ kg DQO afluente es un valor empírico que me indica que por cada kilo de DQO que ingresa al reactor, se producen 0.3 m<sup>3</sup> de gas.

Por ejemplo, si se tenía un DQO afluente de 13 kgDQO, una producción diaria de gas requerida de 1000 m<sup>3</sup> y 21 horas de ingreso de agua, se tiene entonces que:

$$\text{m}^3/\text{día} * \text{kg DQO} = 1000 / 0,3 = 3333.33$$

$$\text{m}^3/\text{día} = 3333,33 \text{ m}^3/\text{día} * \text{kg DQO} / (13 \text{ kgDQO}) = 256,41$$

$$\text{m}^3/\text{h} = 256,41 \text{ m}^3/\text{día} / (21 \text{ h /día}) = 12,21$$

$$\text{Tanques/h} = 2,21 \text{ m}^3/\text{h} / 1,22 \text{ m}^3 = 10$$

$$\text{minutos/tanque} = 60 \text{ minutos} / 10 \text{ tanques/h} = 6$$

Es decir, con estas condiciones el flujo de agua en el afluente era de 12,2 m<sup>3</sup>/h (0,20 m<sup>3</sup>/min). Para ello, se regula la salida del tanque de tal manera que en 6 minutos se descarga 1,22 m<sup>3</sup> en el canal de afluente. Lo anterior asegura que con ese caudal, el reactor produciría un aumento en la producción del biogás y una descarga en términos de la DQO hacia al río muy baja. La importancia de manejar la relación producción de biogás – DQO de salida es primordial para el manejo operativo de cualquier reactor anaerobio.

La salida del flujo de agua en el efluente fue la mayor prioridad en el monitoreo, medido en un segundo vertedor rectangular colocado al final del canal del efluente. Se tomaban los datos de la altura del agua en el canal, a una distancia 3h desde el vertedor. El valor del caudal se obtenía por medio de la ecuación correspondiente al vertedor (en pies<sup>3</sup>/s), apreciando cada componente de la ecuación  $Q = 3,33 LH^{3/2}$  (pies<sup>3</sup>/s) de la Figura 4.1 (a).

La altura del agua en el canal correspondiente al vertedor rectangular se mide a una distancia de 0,52 m obteniendo el valor de H (Altura del agua en el canal – altura h) y con ello el caudal, todo de la siguiente manera:

Altura del agua en el canal: 28 cm

Altura de h: 17,5 cm.

Distancia L: 19,6 cm = 0,6428 pies

Altura H: 28 – 17,5 = 10,5 cm = 0,344 pies

$Q = 3,33 LH^{3/2}$

$Q = 3,33 (0,6428) (0,344)^{3/2} = 0,432 \text{ pies}^3/\text{s}$

$Q = 0,432 \text{ pies}^3/\text{s} = 12,26 \text{ l/s}$

Las mediciones de la altura en el agua se realizan a una distancia 3h desde el vertedero. Es así como las variaciones del caudal están directamente relacionadas con la altura del nivel de agua medida manualmente cada hora con una regla graduada.

#### 4.3.2. DQO del afluente y del efluente

La Demanda Química de Oxígeno tanto a la salida como a la entrada se determinaba una vez por día, al inicio de la jornada laboral, tomando muestras en el afluente de agua cruda y a la salida del canal de efluente. El análisis químico para la importante determinación de estos parámetros la efectúa el encargado del sistema de tratamiento con ayuda del equipo de laboratorio.

La determinación de estos valores es un poco más complicada que la obtención de la alcalinidad y los AGV's. La utilización de un colorímetro facilitará la determinación de los valores de la DQO a la entrada y a la salida del sistema, ya que el instrumento digitalmente indica el valor en mg/L.

La metodología que se describe a continuación es solo una de las opciones que existen, sin embargo, es la más económica y la más rápida.

Dicha metodología está basada en la digestión de una muestra de materia orgánica en una solución ácida, o sea, solo se determina la DQO de una muestra de agua. En un medio altamente ácido y a una temperatura alta (148 °C), la materia orgánica hace una reacción química con un agente oxidante denominado dicromato de potasio ( $K_2Cr_2O_7$ ). Este agente al oxidar la materia orgánica, cambia de color (de anaranjado a verde), de manera tal que, entre más materia orgánica contenga la muestra, más verde se vuelve la solución. Luego se determina, con el colorímetro la concentración de "verde".

Para determinar que relación hay entre lecturas se obtienen con el colorímetro para los diferentes valores de DQO (conocidos), se separan soluciones estándar y se deben dibujar en una gráfica de calibración, ó a través de una operación matemática que la expresamos en una ecuación de calibración.

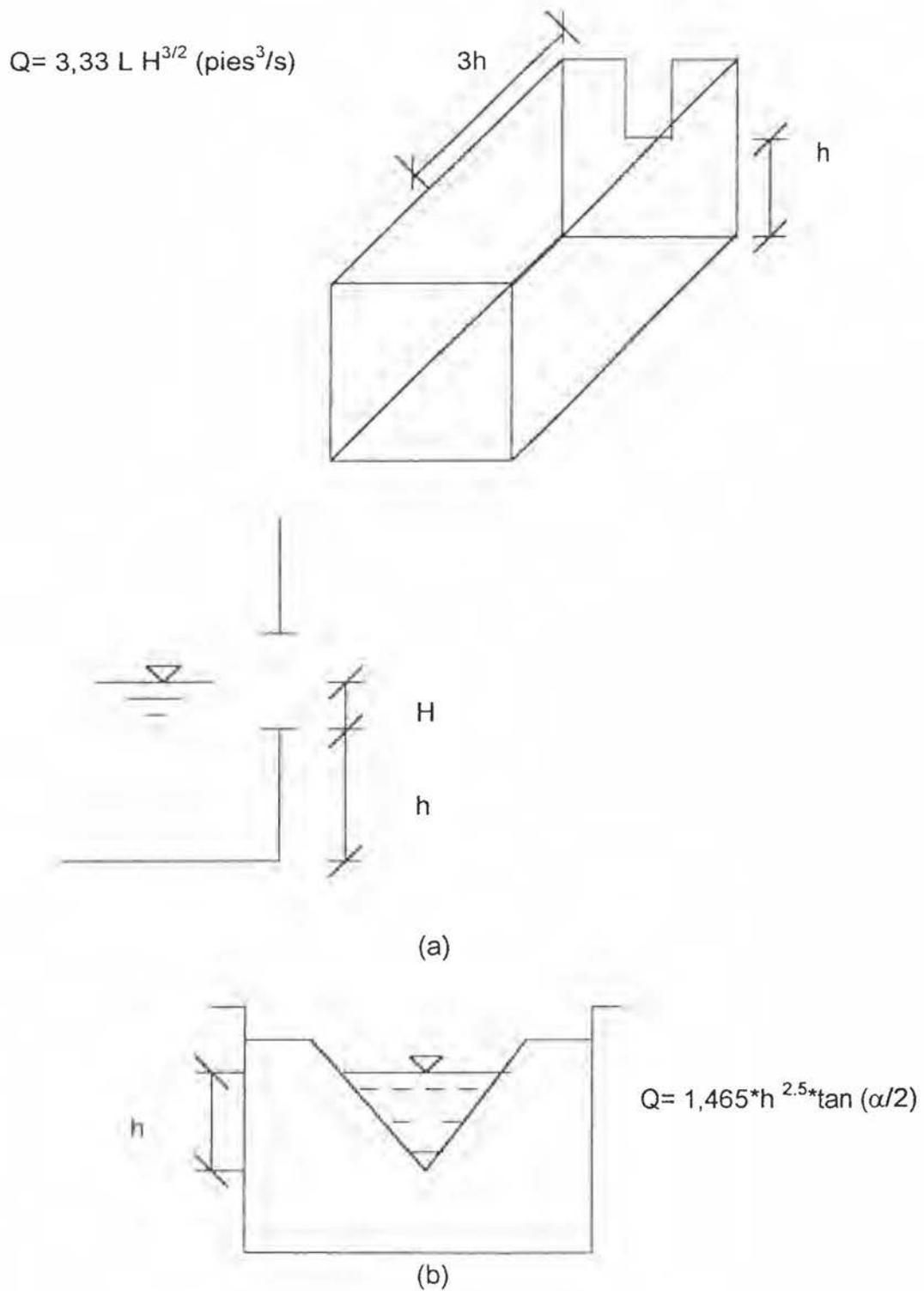


Figura 4.1 Vertedor rectangular (a) y triangular (b), utilizado en la medición del caudal en el efluente y afluente respectivamente.

Existe un inconveniente en las concentraciones que el colorímetro lee. El intervalo permitido por el método es de 150 – 1500 mgDQO/L, con oscilaciones en las concentraciones a la entrada y salida para beneficios de café bastante pronunciadas. Por lo anterior se deben de realizar diluciones de las aguas a analizar, con el propósito de que estas se encuentren en el rango permitido por el instrumento.

Las aguas de afluente en el reactor se diluyeron la mayor parte del tiempo 10 veces (2 ml de muestra y 18 ml de agua destilada) cuando se creía que el valor oscilaba en valores menores a los 15000 mg/l. Si las aguas estaban a simple vista más contaminadas de lo común, la dilución se realizaba 20 veces. A la salida de las aguas, la dilución siempre fue de dos veces (2 ml de muestra y 2 ml de agua destilada).

La dilución F se obtiene de la siguiente manera:

$$F = \frac{(\text{ml de muestra} + \text{ml de agua destilada})}{\text{ml de muestra}}$$

El procedimiento realizado todos los días en el laboratorio del Beneficio Coopelibertad para determinar la Demanda Química de Oxígeno es el siguiente:

- 1 Tomar un beaker de 50 o 100 ml, lavarlo con agua destilada y secarlo bien. Agitar la muestra para que las partículas en suspensión se distribuyan mejor. Con una pipeta depositar los 2 ml de la muestra ya sea de entrada o salida en el beaker.
- 2 Diluir la muestra: Se agregan 18 ml de agua destilada (si se está analizando el afluente) o 2 ml (en caso del efluente) en el beaker junto con la muestra.
- 3 Tomar un tubo de ensayo limpio, seco y numerado. Se numera con el fin de saber cual beaker corresponde a las muestras de entrada y de salida.
- 4 Agregar con la pipeta 2,50 ml de una solución compuesta de ácido sulfúrico ( $\text{H}_2\text{SO}_4$ , 36N), dicromato de potasio ( $\text{K}_2\text{Cr}_2\text{O}_7$ ) y sulfato de plata ( $\text{Ag}_2\text{SO}_4$ ), al tubo de ensayo.

5. Agregar al tubo de ensayo aproximadamente 0,5 gramos de sulfato de mercurio ( $\text{HgSO}_4$ ) para evitar la intervención de cloruros en el agua residual.
6. Con la pipeta agregar 2 ml de la muestra diluida al tubo, se cierra y se agita el tubo. Se debe tener cuidado, ya que el tubo se pone caliente.
7. Dependiendo de la coloración presentada en el tubo (verde oscuro), se debe aplicar una dilución dos veces mayor, es decir 1 ml de muestra y 19 ml de agua ( $F=20$ ) para el afluente; 1 ml de muestra y 3 ml de agua ( $F=4$ ) para el efluente. Se debe repetir los pasos del 2 al 7.
8. Los tubos de entrada y salida se calientan en un reactor (calentador de tubos de ensayo) a  $148\text{ }^\circ\text{C}$  durante dos horas. Luego se deja enfriar.
9. Se introduce un tubo de ensayo con agua destilada en el colorímetro para calibrarlo y posteriormente introducir la muestra a analizar.
10. El resultado se debe multiplicar por el factor de dilución  $F$ , para obtener el valor final de DQO.

Se debe tener mucho cuidado con el ácido sulfúrico, el dicromato de potasio y el sulfato de plata, que son compuestos altamente corrosivos, que arden y pueden causar quemaduras graves.

Uno de los aspectos fundamentales para realizar el procedimiento anterior en cualquier reactor anaerobio es el equipo de laboratorio. Este debe tener al menos los instrumentos necesarios para la determinación de la DQO, pH, temperaturas, alcalinidad y AGV's entre otros. En el cuadro 4.1 se puede apreciar el equipo con que cuenta Coopelibertad R.L..

Entre la cristalería se cuenta con 12 erlenmeyer, 24 beaker, 6 probetas y una piceta.

### 4.3.3 Producción de biogás

La producción de biogás es evaluada para monitorear la capacidad de tratamiento de la planta, por razones económicas de seguridad y la más importante por razones de operación de la misma.

Cuadro 4.1. Equipo de laboratorio del reactor anaerobio para el análisis químico de las aguas residuales en el Beneficio Coopelibertad.

Equipo	Características
1 Reactor	Brinda la calefacción para ocho viales de DQO, marca WTW- 2010G
1 Fotómetro	Obtiene las lecturas de muestras de DQO, marca Hach DR-100
25 Viales	Recipiente de vidrio Pyrex, marca Hach
1 pH-metro	Determina los valores de acidez y temperatura
1 Pipeta	Obtiene muestras exactas de 0-5 ml, marca Pipetman
2 Buretas	Sirven para determinar la alcalinidad y AGV's, capacidad 50 ml
2 Conos Imhoff	Determinan los valores de sólidos sedimentables
Cristalería	Sirve para contener líquidos y realizar mediciones poco exactas
Reactivos	Bufere pH 7 y 4, ácido clorhídrico, hidróxido de sodio.

La cantidad de biogás en el beneficio Coopelibertad es registrado por tres gasómetros que monitorean, conforme se produce, la producción acumulativa de los reactores en m<sup>3</sup>.

Además de la producción de gas, el dato de la presión que se ejerce en la bolsa de almacenamiento con capacidad para 20 m<sup>3</sup> se mide, por medio de un manómetro. Este monitoreo es realizado por los operarios.

#### 4.3.4 Temperatura

La temperatura en el sistema de tratamiento se evalúa en los mismos puntos y en iguales términos al pH, ya que el mismo instrumento utilizado en dicho parámetro, indica el valor de la temperatura. No obstante cabe destacar que no fue hasta el mes de diciembre que el sistema de agua caliente entró en operación. Este dato también es tomado por los operarios, los cuales según los resultados obtenidos, están en la obligación de incrementar la temperatura del horno si los valores están por los niveles óptimos requeridos por la población bacteriana.

#### 4.3.5 Sólidos sedimentables

Además de los parámetros anteriores, el encargado del reactor también toma una vez al día, el valor de los sólidos sedimentables a la salida del reactor, como parte de los requerimientos que solicita la legislación a la descarga en este tipo de aguas residuales.

La determinación de este parámetro se hace con los conos imhoff, en donde la graduación de estos permiten leer directamente el valor de los sólidos sedimentables. Estos trabajan, a escala similarmente al tanque sedimentador. La importancia de este parámetro radica en que con dicho valor, se tiene una noción clara de la cantidad de lodos que se pudieran estar lavando en el reactor.

En la Figura 4.2 se observa una hoja de control, la cual se usa para anotar los resultados obtenidos en cada monitoreo realizados al sistema de tratamiento de aguas residuales. Se anotan los datos como el día, la hora, la producción de gas, el pH y la temperatura a la entrada, en el centro de cada reactor y a la salida del efluente, así como el caudal final vertido en el río. En algunos casos se anota la dosis de agua que ingresó al reactor.

En la Figura 4.3 se detalla la requerida para los análisis de laboratorios, correspondientes a las alcalinidades y AGV's en los centros y a la salida del reactor, así como los sólidos sedimentables. La figura 4.4 corresponde a la determinación de la Demanda Química de Oxígeno, tomando en cuenta la dilución que se le realiza, el número de muestra, el DQO leído en el colorímetro y DQO real.



#### 4.4 Sistema automatizado de monitoreo

El reactor del Beneficio Coopelibertad cuenta con un Sistema Automatizado de Monitoreo (SAM), el cual mide el valor del pH, flujos de agua, temperaturas y producción de biogás en distintos puntos del sistema.

El SAM fue incorporado para lograr un registro automático leído en una computadora, de algunos de los parámetros más importantes del proceso de tratamiento anaerobio. El punto de partida en el diseño del SAM es que todas las mediciones que se hacen, sean registradas directamente por una computadora personal a través de un convertidor Analógico/Digital (*AD- convertor*). En la práctica significa que todas las mediciones dan una señal en el ámbito de 0-5V, para que el convertidor sencillo funcione como traductor para la computadora, es decir en todos los casos la señal llega a un amplificador, luego a un convertidor A/D y por último al ordenador.

La temperatura que se da con el SAM se mide con un microprocesador simple colocado en la parte inferior de un termopozo de bronce, que se inserta en la tubería que transporta el agua desde y hacia el horno y por último a la entrada y salida del reactor. Trabaja en un ámbito de 0 a 100 °C.

Los caudales de agua y gas se monitorean también, pero de diferente manera. El caudal de agua a la entrada se mide con un vertedor en V, donde la altura de agua antes del obstáculo tiene una relación directa con el flujo.

Inyectándole aire a través de una manguera a la altura "0" del vertedor, se provoca una presión en la manguera, igual que la presión del agua. Un medidor de presión funciona con una señal de voltaje que lo envía al convertidor. El caudal de gas se mide con un diafragma, donde las diferencias de presiones entre el gas de entrada y salida son convertidas a una señal de voltaje por medio de un medidor de presiones.

El último parámetro que mide el SAM y que es el más complejo es el pH, ya que la señal del electrodo al amplificador es muy sensible para distorsiones e interferencias externas, lo cual requiere una constante calibración del electrodo.

El SAM está compuesto de 5 cajas de control, las cuales efectúan el control de los dispositivos, el monitoreo y la transferencia de datos al computador.

En sí, el SAM no es indispensable para el proceso, pues todas las mediciones que realiza el SAM se efectuaron manualmente.

En Coopelibertad este sistema tuvo bastantes problemas durante toda la cosecha 98-99, debido a distorsiones en el voltaje del beneficio, por lo que los resultados que se registraron no fueron utilizados debido a su poca confiabilidad.





## CAPITULO 5

### RESULTADOS Y DISCUSION

#### 5.1 Consumo de agua por fanega en el beneficio Coopelibertad R.L.

En un beneficio y sobretodo en el de Coopelibertad, el consumo de agua por fanega que se utiliza cosecha tras cosecha, puede perfectamente presentar variaciones significativas.

En la mayoría de los años, durante los meses de mantenimiento de un beneficio (abril-agosto), la distribución interna del beneficiado húmedo se renueva y cambia, tratando de mejorar el proceso y alterando en cierta medida el uso de agua.

De lo anterior, Coopelibertad no es la excepción, ya que se puede constatar en informaciones obtenidas de A.T.F Consultores y AMANCO, como el consumo de agua por fanega ha variado constantemente. Por ejemplo, en el estudio de A.T.F Consultores (1996), el consumo era de  $0,437 \text{ m}^3/\text{fan}$ , mientras que BTG-AMANCO (1998) señaló valores de  $0,45 \text{ m}^3/\text{fan}$ . Además el personal del beneficio alegaba a inicios de la cosecha 98-99 que se encontraba entre  $0,25 - 0,3 \text{ m}^3/\text{fan}$ . A simple vista dichos datos no eran del todo acertados, ya que aún en la época inicial de la cosecha, la cantidad de agua que ingresaba por el afluente del sistema era muy superior a los volúmenes de agua mencionados anteriormente.

Para la elaboración de esta investigación, era importante determinar para la cosecha 98-99 dicho valor, ya que este se relaciona de manera directamente proporcional a la eficiencia que podría presentar el reactor anaerobio, pues entre menor sea el consumo de agua, mejores resultados se obtendrán en la degradación de la materia orgánica del tratamiento final de las aguas mieles. El reactor trabaja con consumos máximos de  $1 \text{ m}^3/\text{fan}$ , pues más de esto la capacidad de procesamiento empieza a padecer.

Como se explicó en el capítulo 3, las aguas en Coopelibertad se dividen en tres: Despulpado, desmucilaginado (lavado) y enjuague del equipo.

El volumen de agua que se utiliza en el despulpado es constante, ya que el mismo se recircula durante el tiempo que dura el chancado. Es importante señalar que, como el volumen es fijo, el caudal específico ( $m^3/fan$ ) esta en función de la cantidad de fanegas que se procesan en el día. Cuanto más producto ingrese a la planta, menor será el consumo de agua en este punto.

Las aguas de desmucilaginado del café son las que presentan más problemas, ya que representan el mayor consumo de agua que utiliza Coopelibertad. Las deficiencias observadas durante esta parte son más que todo por el uso indebido del agua proveniente directamente del río.

Para lavar el café desde las pilas de fermentación hacia las aguas pulpas, los operarios utilizan mangueras de 2" con presiones de agua no tan altas, por lo que se provoca un incremento en el uso del líquido para tales funciones, ya que no se ejerce una fuerza de arrastre necesaria. Aparte de este aspecto, también se utiliza agua de río para limpiar de impurezas el cilindro-eje acanalado de las aguas pulpas, uniendo estas dos en un solo punto que incrementa el cubicaje utilizado.

Las aguas de enjuague del equipo aportan al caudal final, una cantidad no tan representativa como las dos anteriores. Sin embargo esta situación se redujo aún más con la colocación de compuertas en la pila de distribución que da al tanque sedimentador. Estas compuertas tienen la función de desviar las aguas fuera del tratamiento primario directamente al río, ya que como se explicará más adelante, la carga orgánica presente no era alta.

### **5.1.1 Calculo del consumo**

La metodología utilizada para definir el consumo total del agua por fanega, consistió en medir el caudal a la entrada del sedimentador. Las aguas de rebalse en la pila de distribución son enviadas al centro de dicho tanque por medio de una tubería de PVC de 6". Lo que se hizo fue desviar las aguas fuera del sedimentador, colocando un codo de 90 grados y un tubo de aproximadamente 6 metros.

Con todo lo anterior, se utilizó un estañon con capacidad para 55 galones, midiendo el tiempo en el cual se llenaba el recipiente con el agua que rebalsaba de la pila. Definido el caudal, se procedió a multiplicarlo con la duración del beneficiado húmedo, para dividirlo entre la cantidad de fanegas que se procesaron ese día y obtener así el consumo de agua. Este procedimiento se realizó con 5 repeticiones cada una en tres distintos días. A continuación se calcula el caudal específico de cada día:

Fecha: 8-2-99

Hora: 10:00 p.m.

Capacidad del recipiente: 55 galones (183,15 litros)

Tiempo promedio de llenado: 7,2 segundos

Hora de inicio del proceso de beneficiado: 7:25 p.m.

Hora final del proceso de beneficiado: 12:00 m.n.

$\Delta T$  del proceso = 4,44 horas

Fanegas procesadas: 595

$$\frac{183,15 \text{ L}}{7,2 \text{ seg}} = 25,43 \text{ L/s} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 91575 \text{ L/h}$$

$$91575 \text{ L/h} * 4,44 \text{ h} = 407253,7 \text{ L}$$

$$\frac{407253,7 \text{ L}}{595 \text{ fanegas}} = 684,46 \text{ L/fan}$$

595 fanegas

**Consumo de agua por fanega = 0,684 m<sup>3</sup>/fan.**

Fecha: 11-2-99

Hora: 11:00 p.m.

Capacidad del recipiente: 55 galones (183,15 litros)

Tiempo promedio de llenado: 8,0 segundos

Hora de inicio del proceso de beneficiado: 8:10 p.m.

Hora final del proceso de beneficiado: 2:00 a.m.

$\Delta T$  del proceso = 5,83 horas

Fanegas procesadas: 688

$$\frac{183,15 \text{ L}}{8 \text{ seg}} = 22,89 \text{ L/s} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 82417,5 \text{ L/h}$$

$$82417,5 \text{ L/h} * 5,83 \text{ h} = 480494,03 \text{ L}$$

$$\frac{480494,03 \text{ L}}{688 \text{ fanegas}} = 698,39 \text{ L/fan}$$

688 fanegas

**Consumo de agua por fanega = 0,698 m<sup>3</sup>/fan.**

Fecha: 23-2-99

Hora: 8:30 a.m.

Capacidad del recipiente: 55 galones (183,15 litros)

Tiempo promedio de llenado: 8,6 segundos

Hora de inicio del proceso de beneficiado: 6:00 a.m.

Hora final del proceso de beneficiado: 9:30 a.m.

$\Delta T$  del proceso 3,5= horas

Fanegas procesadas: 372,74

$$\frac{183,15 \text{ L}}{8,6 \text{ seg}} = 21,29 \text{ L/s} * \frac{3600 \text{ s}}{1 \text{ h}} = 76644 \text{ L/h}$$

$$76667,4 \text{ L/h} * 3,5 \text{ h} = 268335,9 \text{ L}$$

$$\frac{268335,9 \text{ L}}{372,74 \text{ fanegas}} = 719,90 \text{ L/fan}$$

372,74 fanegas

**Consumo de agua por fanega = 0,719 m<sup>3</sup>/fan.**

Con las mediciones realizadas, se puede determinar que el consumo de agua en el beneficio de Coopelibertad para ese periodo de cosecha fue un promedio de  $0,70 \text{ m}^3/\text{fan}$ .

En la Figura 5.1 se observa el ingreso de café y el consumo de agua por fanega, donde se muestra en el gráfico una "campana". Este comportamiento es lo esperado, ya que la curva creciente se da conforme se acerca los meses fuertes de diciembre y enero, para ir disminuyendo a inicios de febrero. Cabe destacar que el consumo de agua durante toda la cosecha se realizó con el promedio de  $0,7 \text{ m}^3/\text{fan}$ , siendo lo anterior no muy representativo, ya que el consumo varía en función del ingreso de café, es decir, entre mayor cantidad de café este ingresando, dicho valor será más bajo ya que se procesa una mayor cantidad de café con el mismo volumen de agua. Si en el pico, las horas de proceso se duplican y el caudal se mantiene, el consumo de agua por fanega se reduce casi a la mitad.

El país tuvo una baja producción de café con relación a años anteriores, situación que se presentó en Coopelibertad. Por ello, los fines de semana sobre todo domingos, se recibía muy poco café y en algunos casos no; siendo esto la razón de las bajas observadas en el gráfico.

La cantidad total de café recibido en el período de operación del reactor fue de 115424,03 fanegas para un consumo total aproximado de agua del alrededor de  $80796,82 \text{ m}^3$ . El día pico fue el 8 de diciembre con 2240 fanegas para un consumo de agua de casi  $1570 \text{ m}^3$ .

### 5.1.2 Cálculo de la cantidad de agua tratada por el reactor anaerobio

Como se indicó anteriormente, la capacidad volumétrica del reactor de Coopelibertad es de  $1700 \text{ m}^3$ , es decir, puede tratar en un día esa cantidad de agua, siempre y cuando se tengan las condiciones ideales para la operación de la población bacteriana, junto a una DQO de  $10000 \text{ mg/L}$  en el afluente y sobretodo que el reactor se encuentre en una etapa de pleno desarrollo desde su arranque inicial. Todo lo anterior se debe prever con el fin de evitar derrames de aguas

mieles sin tratar al río Virilla, situación que se presentó durante un período de la cosecha 98-99.

Si el beneficio hubiese recibido la máxima capacidad de diseño en fanegas de café durante un día pico (3000) a un consumo de agua por fanega como el calculado anteriormente, la bolsa de agua almacenaría el excedente, es decir cerca de 400 m<sup>3</sup>. Ahora si el reactor presenta problemas tanto biológicos como por desperfectos en su equipo y no está en capacidad de procesar la totalidad de lo establecido, existen otros 600 m<sup>3</sup> de capacidad en la bolsa como una manera de pulmón de alivio. Es importante prever situaciones como esta, sobre todo en los días pico de recibo en los que se esperan fuertes demandas de agua a tratar a la entrada del tratamiento final de las aguas residuales.

Cabe destacar que los derrames de aguas mieles que se produjeron al río Virilla, se presentaron por dos motivos fundamentales. El primero se debió a que la bolsa de almacenamiento no estuvo instalada y en pleno funcionamiento sino hasta mediados del primer mes del año 99. El otro motivo que influyó fue el período en el que se puso en marcha el reactor grande, ya que desde inicios de enero se dosificó las aguas a tratar de manera gradual, en una época que ameritaba el pleno funcionamiento de ambos reactores.

Con la totalidad de fanegas recibidas en la cosecha y el consumo de agua para cada uno de ellas calculado en el apartado anterior, se determinó que se utilizaron aproximadamente 80796,8 m<sup>3</sup> de agua del cauce del Virilla.

En el apartado 4.2.1 se realizó el cálculo del flujo de agua que ingresaba al reactor anaerobio. Con la información diaria obtenida se llegó a determinar que durante la cosecha 98-99 ingresaron 62143,7 m<sup>3</sup> para ser tratados. Es decir, lo anterior implica que al reactor anaerobio nunca entraron 18653,1 m<sup>3</sup>, o lo que es igual un 23% de la totalidad del agua consumida por el Beneficio Coopelibertad. El comportamiento anterior es normal para el primer año de operación del módulo grande pues se encontraba en una fase de arranque.

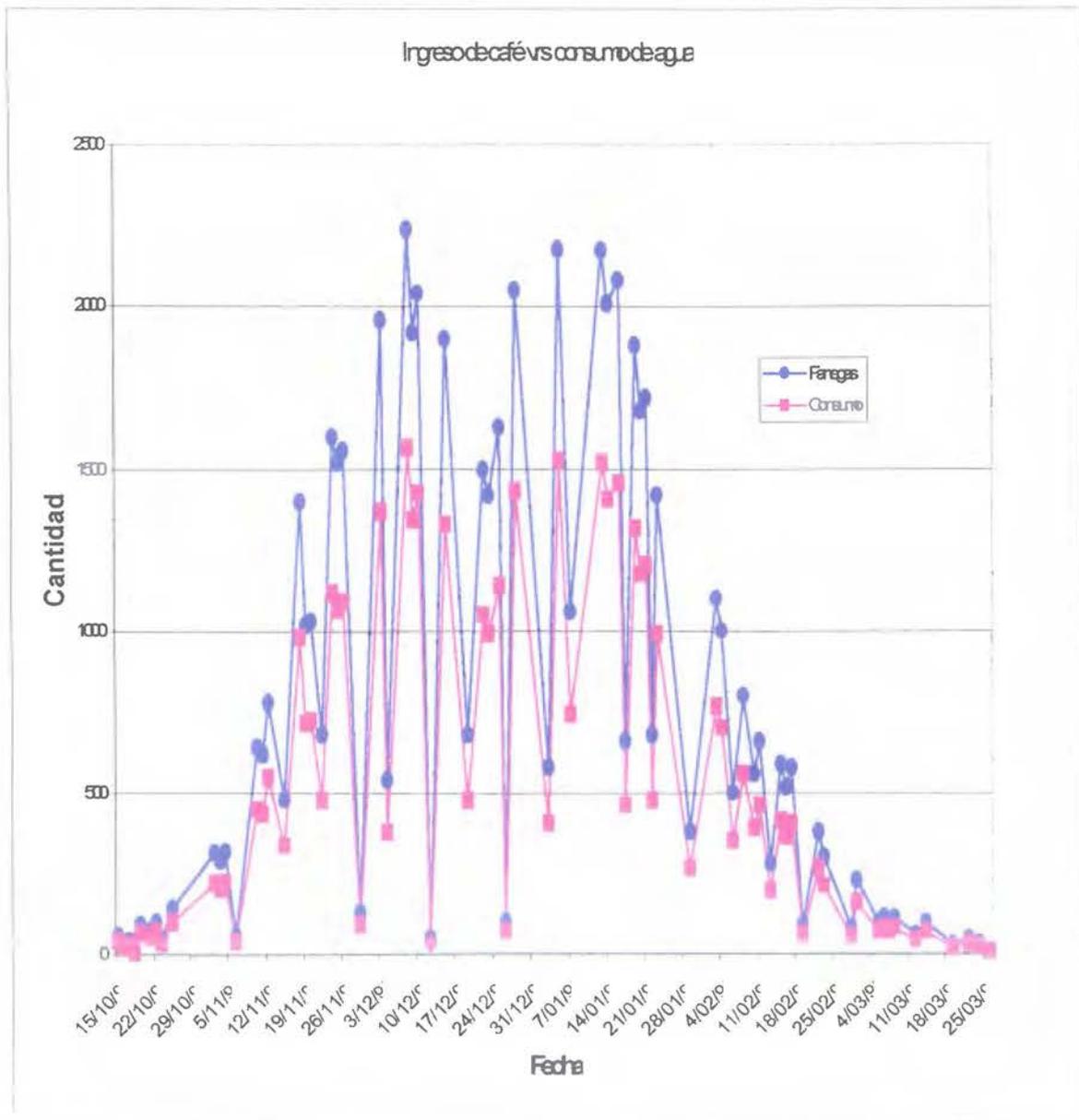


Figura 5.1 Comportamiento de la cantidad de agua consumida ( $m^3$ ) en función de la cantidad de café procesado (fanegas), durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad R.L.

## 5.2. Evaluación de los parámetros de estabilidad del proceso

### 5.2.1. Grado de acidez (pH)

El proceso de descomposición anaerobio con el que opera el reactor puede ser dividido en tres ámbitos de pH: Óptimos, permisibles y dañinos para las bacterias. Si se tienen valores de acidez de 6,8 a 7,3 estos son considerados óptimos; si se encuentran entre 6,3 y 7,5 el proceso de descomposición todavía no se detiene y son catalogados como permisibles. Ahora cuando el pH es menor de 6,3, las bacterias metanogénicas dejan de funcionar, mientras que las acidificadoras siguen funcionando hasta un pH menor de 4,2. Cuando las metanogénicas dejan de funcionar, la acidificación continúa, pero la producción de metano se detiene, produciendo con ello la no eliminación de los AGV's que se están formando en la acidificación. La acumulación de dichos ácidos grasos baja aún más el pH, presentándose un proceso más fuerte. Si el pH llegara a 5,5, por un período prolongado de tiempo, se produce una muerte irreversible en las bacterias metanogénicas, provocándose una acidificación descontrolada en el reactor anaerobio.

Tan perjudicial para las bacterias es el ambiente ácido como el básico, ya que un pH de 12 extermina al igual que un pH de 4.

La medición de este parámetro durante la cosecha 98-99, fue fundamental para evitar este tipo de problemas en el tratamiento final de las agua mieles de Coopelibertad.

Durante los primeros tres meses de arranque del reactor, el pH se controló desde el tanque de mezcla únicamente, con soda cáustica. El beneficio compró 250 sacos del alcalinizante, de 25 kg cada uno.

El pH se monitoreo entre otros puntos a la salida del sistema, donde el promedio mensual durante octubre fue de 6,93, con valores mínimos y máximos de 6,30 y 7,52 respectivamente. Los valores extremos se encontraban en los límites de los pH permisibles.

Posteriormente en el mes de noviembre, este parámetro se comportó de una manera poco conveniente, ya que el valor promedio de salida estuvo en 7,63.

El valor máximo excedió el 8 y el valor mínimo osciló en 6,47 no afectando tanto el ambiente de las bacterias.

A mediados de este mes, se comenzó por razones de análisis comparativo, la toma de muestras desde el centro del reactor pequeño, con comportamientos esperados de igualdad relativa a la salida y centro del sistema. Dicha igualdad se considera relativa pues aunque los valores son muy parecidos, no son iguales. Lo anterior sucede por la simple razón de que en la parte central de los módulos, las aguas todavía están siendo degradadas por las flóculas, por lo que poseen pequeñas cantidades de miel producto del beneficiado del fruto de café. En la Figura 5.2 se observa el comportamiento descrito anteriormente durante los dos primeros meses de cosecha.

En la Figura 5.3 se observa la acidez para diciembre y enero, que son los meses de mayor recibo de café en Coopelibertad. En diciembre el pH promedio estuvo en 7,16 en el efluente, es decir dentro del rango óptimo. Se destaca en el gráfico de este mes que, el comportamiento de los pH del centro y a salida del reactor se mantuvieron iguales a los monitoreados desde mediados de noviembre.

Enero, por dos motivos, fue el mes más difícil en el control de la acidez durante la operación del reactor anaerobio. El primer motivo fue la puesta en marcha del reactor grande, ya que el volumen de agua a neutralizar paso de 400 m<sup>3</sup> a 1700 m<sup>3</sup>, en una época de plena demanda de agua por parte del tratamiento final. El otro aspecto fue la utilización de cal "talco" como neutralizante del pH, reduciendo los costos al no tener que comprar más NaOH y evitándose el peligroso manejo de este producto. Cabe destacar que a esas alturas se habían consumido un 90 % aproximadamente, del lote de 250 sacos de soda adquiridos a inicios de cosecha. Al final de esta quedaron en bodega únicamente 6 sacos, es decir, desde que se cambió de neutralizante a mediados de enero, solamente se utilizaron 20 sacos de NaOH.

Como se explicó en el capítulo 2, las aguas mieles producto del beneficiado húmedo del café poseen un pH entre 4 y 4.5, sin embargo al dosificar esta agua con cal, el afluente se suponía que llegaría al tanque de mezcla ya neutralizado.

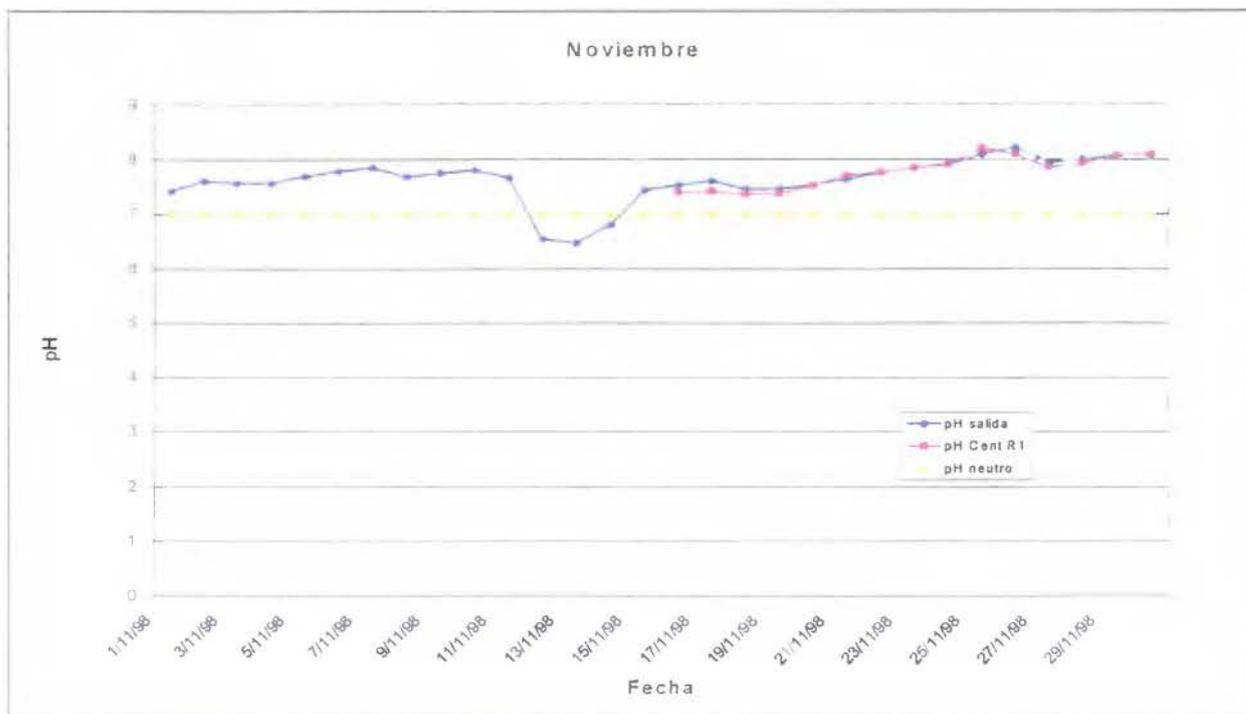
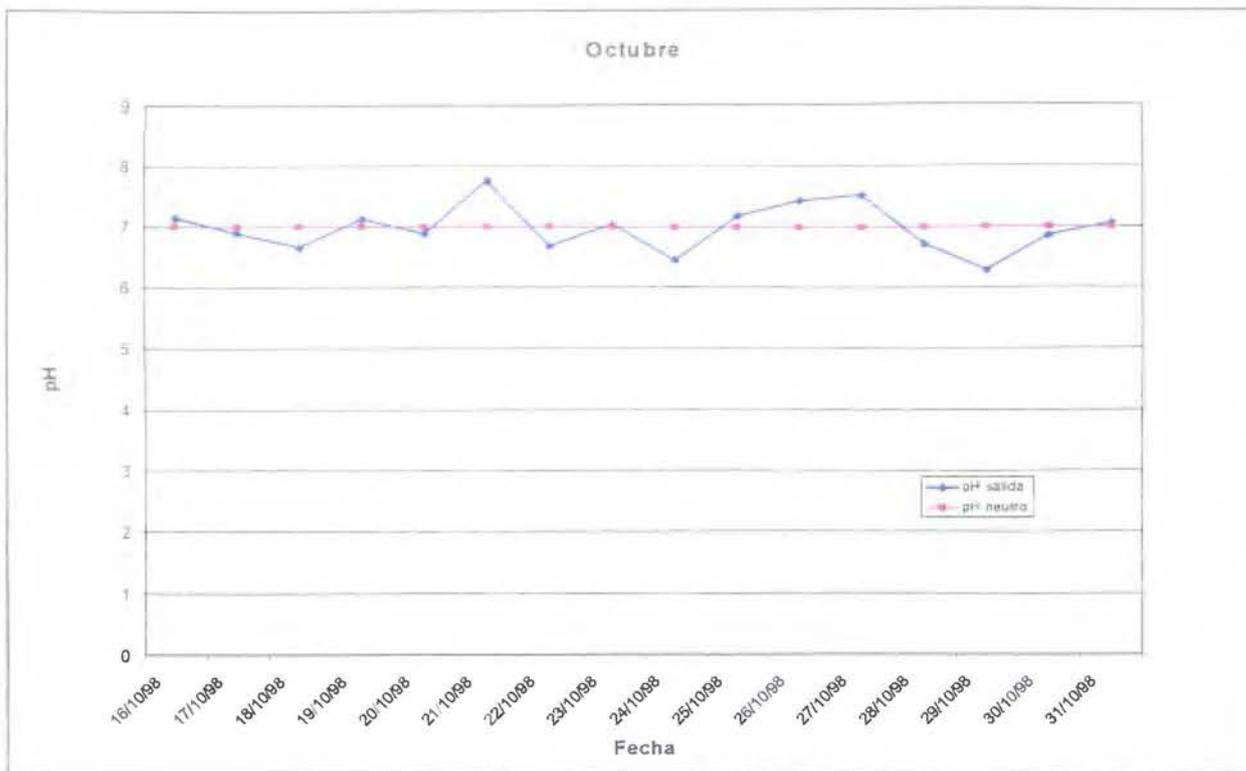


Figura 5.2 Comportamiento de la acidez para los meses de octubre y noviembre de la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad.

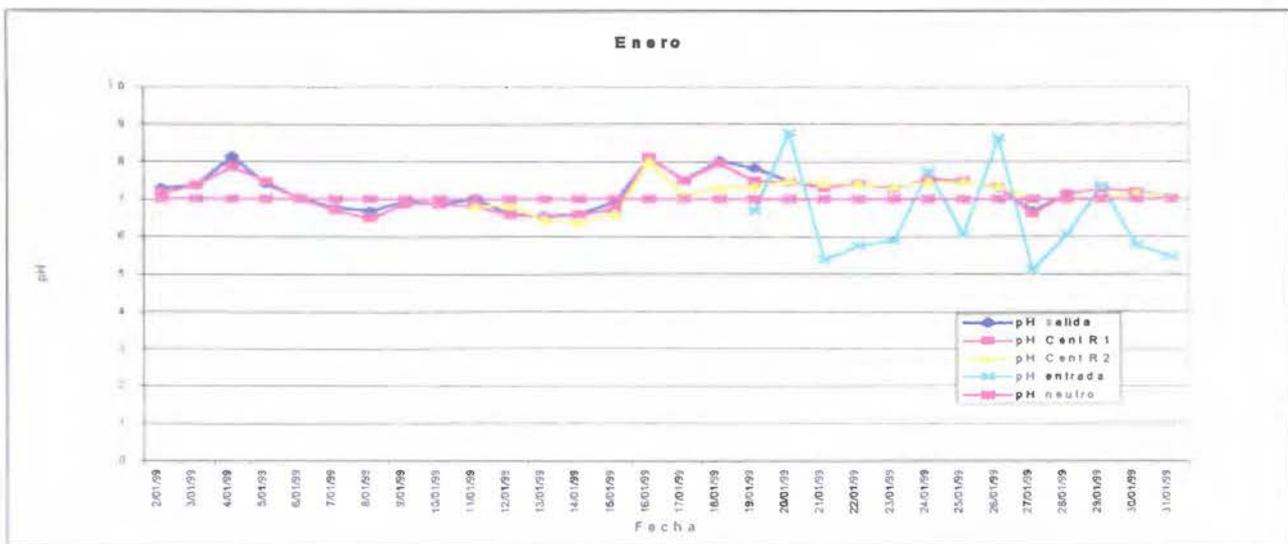
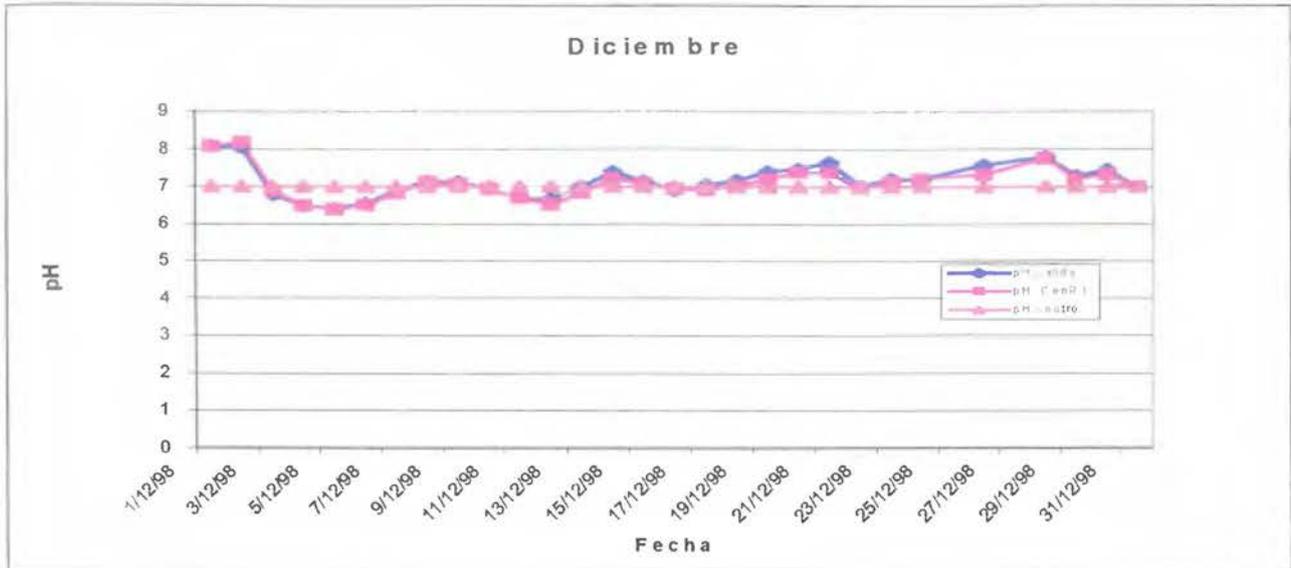


Figura 5.3 Comportamiento de la acidez para los meses de diciembre y enero durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad.

La dosificación se realizaba a la entrada de la bolsa de almacenamiento, utilizando un tanque de 2 m<sup>3</sup> con un motor cuya función era de imprimirle movimiento a unas aspas colocadas dentro del recipiente. La cal (de 3 a 4 sacos) se depositaba dentro y se llenaba el resto del tanque con agua proveniente de la misma bolsa de almacenamiento, donde las aspas producían la mezcla de cal con agua para producir una "lechada". Por medio de un tubo conectado a la salida, se dosificaba manualmente el agua proveniente del rebalse en el tanque de agua sucia. Como se aprecia en el gráfico correspondiente a enero de la Figura 5.3, durante los primeros 15 días de uso del nuevo alcalinizante, los valores promedios diarios del pH de entrada oscilaron bastante, con valores por debajo de 6 y superiores a 8,5.

Los operarios en muchas ocasiones vertían más cal de lo usual, incrementando el pH de afluente al reactor. En esos casos había que estar midiendo cada 20 minutos la acidez en ese punto, con el fin de analizar el comportamiento a la entrada en función de la salida y en los centros de ambos reactores. Muchas veces la acidez llegó a valores altamente alcalinos (pH=12), por lo que había que suspender el ingreso de agua para el tratamiento de aguas por períodos de hasta 6 horas, esperando que el agua a tratar se diluyera con la que recién salía del beneficio hacia el sedimentador. Por ello, cuando el pH bajaba, se preparaba soda cáustica para dosificar desde el tanque de mezcla y no desde la bolsa, todo como medida preventiva al haber recirculado por un tiempo considerable, ya que el agua de entrada a descomponer se acumulaba, haciendo necesario volverla a neutralizar de inmediato de manera rápida y segura con NaOH. Cuando ya se había controlado el sistema, se dejaba de usar soda y con mucho cuidado se dosificaba nuevamente con cal.

Ahora, si comparamos en ese mes de enero el comportamiento del centro, en ambos reactores, con la salida, se observa que lo presentado en diciembre concuerda con lo medido en enero, pues aún con la puesta en marcha del módulo de mayor volumen en el primer mes de 1999, los pH del centro del reactor pequeño fueron muy similares a la salida, dándose un poco más de variación en el reactor grande. Cabe destacar, sin embargo, que dicha variación en el centro del

grande con respecto al centro del pequeño y a la salida del sistema fue positivo, ya que en el primer mes de operación del módulo nuevo, el promedio mensual fue el que estuvo más cerca del valor neutro con 7.14, colocando el manejo de la acidez dentro del rango óptimo. El efluente del reactor grande obtuvo un promedio mensual de 7,18 y el reactor pequeño obtuvo en promedio 7,17.

En la Figura 5.4, los valores en los centros de los reactores y en el efluente del tratamiento final, fueron prácticamente iguales durante los meses de febrero y marzo, en donde la dosificación con cal tuvo un comportamiento bastante variable. No obstante lo fundamental es que sin importar como varíe el pH a la entrada, es más importante la acidez dentro y a la salida de los reactores, tal y como se muestra en los gráficos de dicha figura.

### 5.2.2 Alcalinidad y AGV's

La alcalinidad en el reactor es la concentración de bicarbonato, es decir, de la concentración de buffer, que forma una garantía para que no se acidifique la biomasa. Este valor debe ser por lo menos 50% mayor del valor de los AGV's.

Los ácidos grasos volátiles (AGV's) son productos intermedios en la digestión anaerobia. Son productos excretados por bacterias anaerobias de acidificación, ya que se produce cuando la materia orgánica se descompone en dicha acidificación.

Como sustancias químicas, los AGV's son unos 10 compuestos, donde se destacan tres:

- Ácido acético.
- Ácido propiónico.
- Ácido butílico.

Cuando se discutió el parámetro de la acidez, se mencionó el peligro de la acidificación en el proceso anaerobio. Controlando el contenido de AGV's se puede controlar el fenómeno anterior.

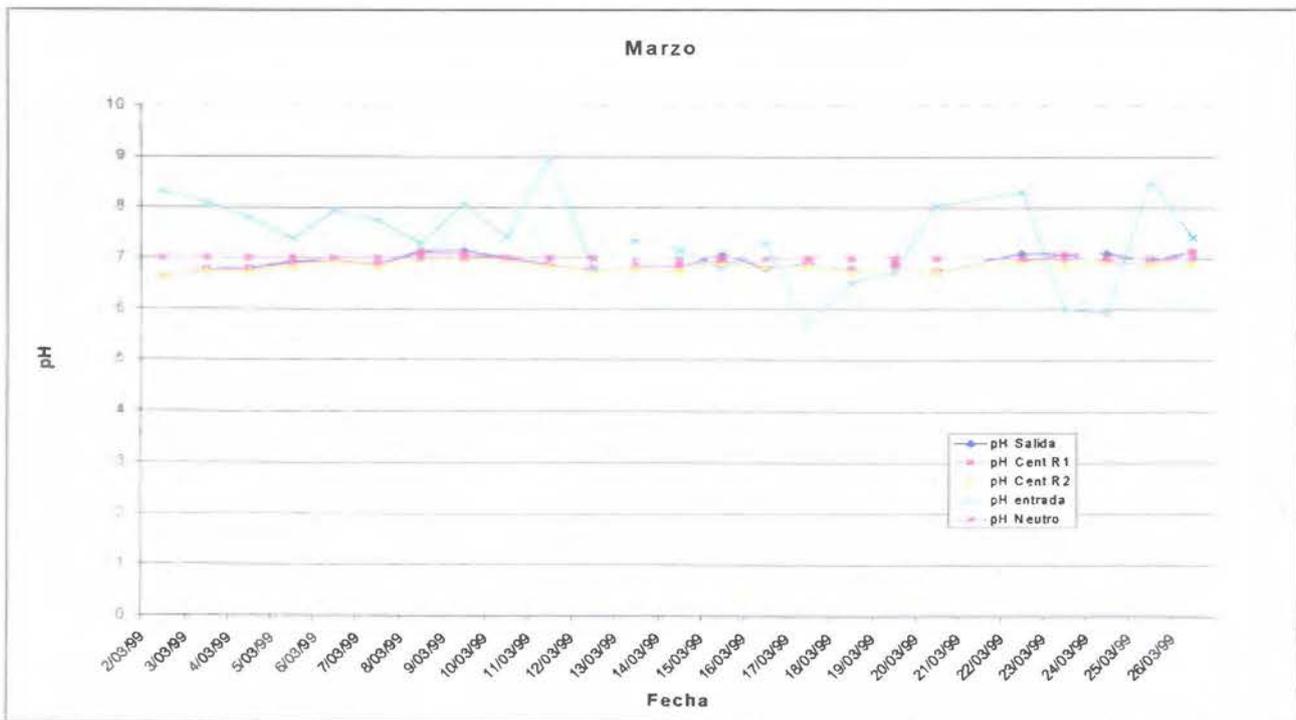
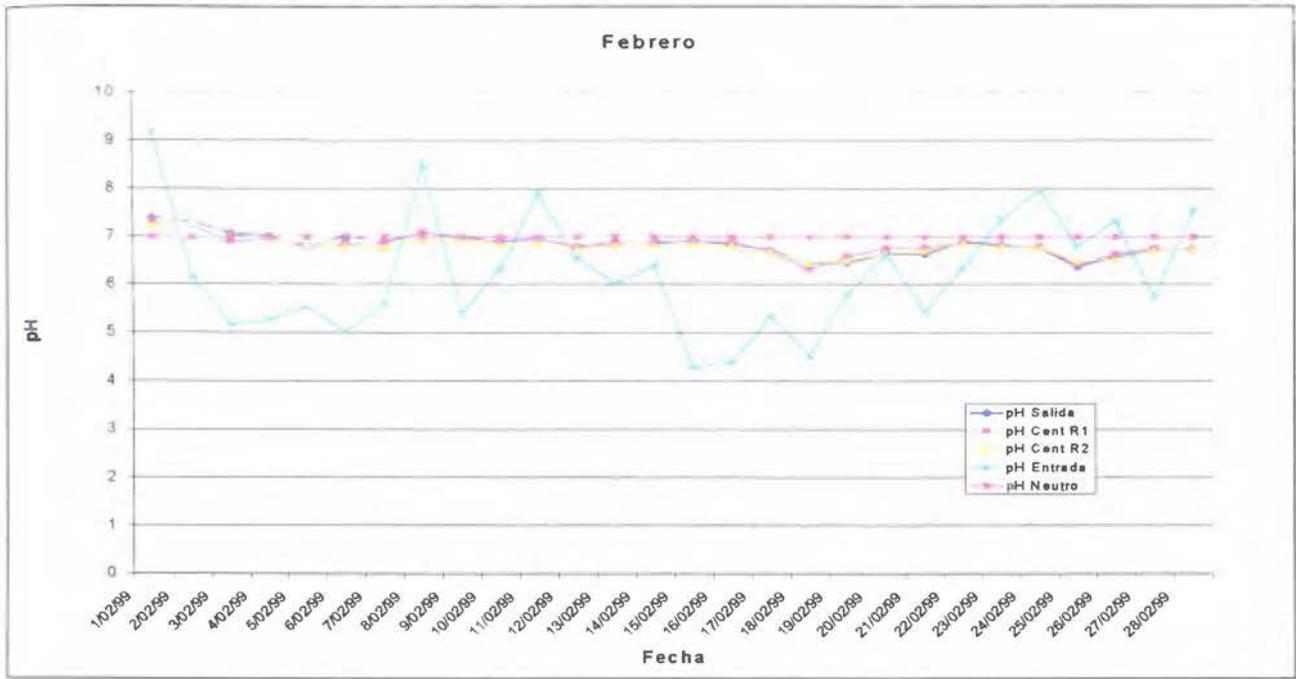


Figura 5.4 Comportamiento de la acidez para los meses de febrero y marzo durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad R.L.

Las aguas mieles del café, por kg de DQO que se carga el reactor, se producen aproximadamente 12,5 miliequivalentes de AGV's. Como línea general, los reactores en Coopelibertad se trabajaron con ámbitos de 8 meq/l hasta 12 meq/l, siendo 10 meq/l el valor deseado. Si se sobrepasaban los valores por arriba del límite máximo permitido de dicho ámbito, existía un peligro real de que se provocara una acidificación descontrolada, siempre y cuando los AGV's presentaran un valor igual a la alcalinidad.

Los AGV's están relacionados numéricamente a la demanda química de oxígeno, ya que un DQO de efluente de 1500 mg/L presentará valores en ese mismo punto de aproximadamente 15 meq/L. Lo anterior sin embargo es aplicable según la época de cosecha, por lo que siempre la determinación de la demanda química de oxígeno es necesaria para el manejo operativo óptimo del reactor.

Cabe destacar que no fue sino hasta enero cuando se instaló en Coopelibertad el laboratorio necesario, por lo que los primeros tres meses del funcionamiento del reactor, los análisis de aguas se realizaban 2 veces por semana en el laboratorio de AMANCO. Posteriormente, ya con el equipo disponible, las indicaciones realizadas diariamente se hacían más fundamentadas y en función de las condiciones de las bacterias en esos momentos.

En la Figura 5.5 se compara entre otros, el comportamiento de la alcalinidad y los ácidos grasos volátiles a la salida del sistema, durante la cosecha 98-99, presentándose relaciones ascendentes y descendentes de manera proporcional entre ambos parámetros. Cuando a finales de enero e inicios de febrero y marzo, los AGV's estuvieron con valores superiores a los convenientes, la recirculación de las aguas era inminente, ya que las bacterias no estaban en capacidad de degradar la materia orgánica presente en las aguas mieles. Ahora, la dosificación a la entrada de los reactores cuando los AGV's estaban entre 10 y 12 meq/L tenía que ser prudente, ya que la distribución del flujo de entrada se repartía a lo largo del día. Contrariamente si se tenían AGV's por debajo de 10 meq/L, la población bacteriana estaba en una posición de descomponer las aguas. Muchas veces el ingreso en el afluente era considerable, vertiéndose en el tanque de regulación grandes volúmenes de agua en períodos de hasta ocho horas.

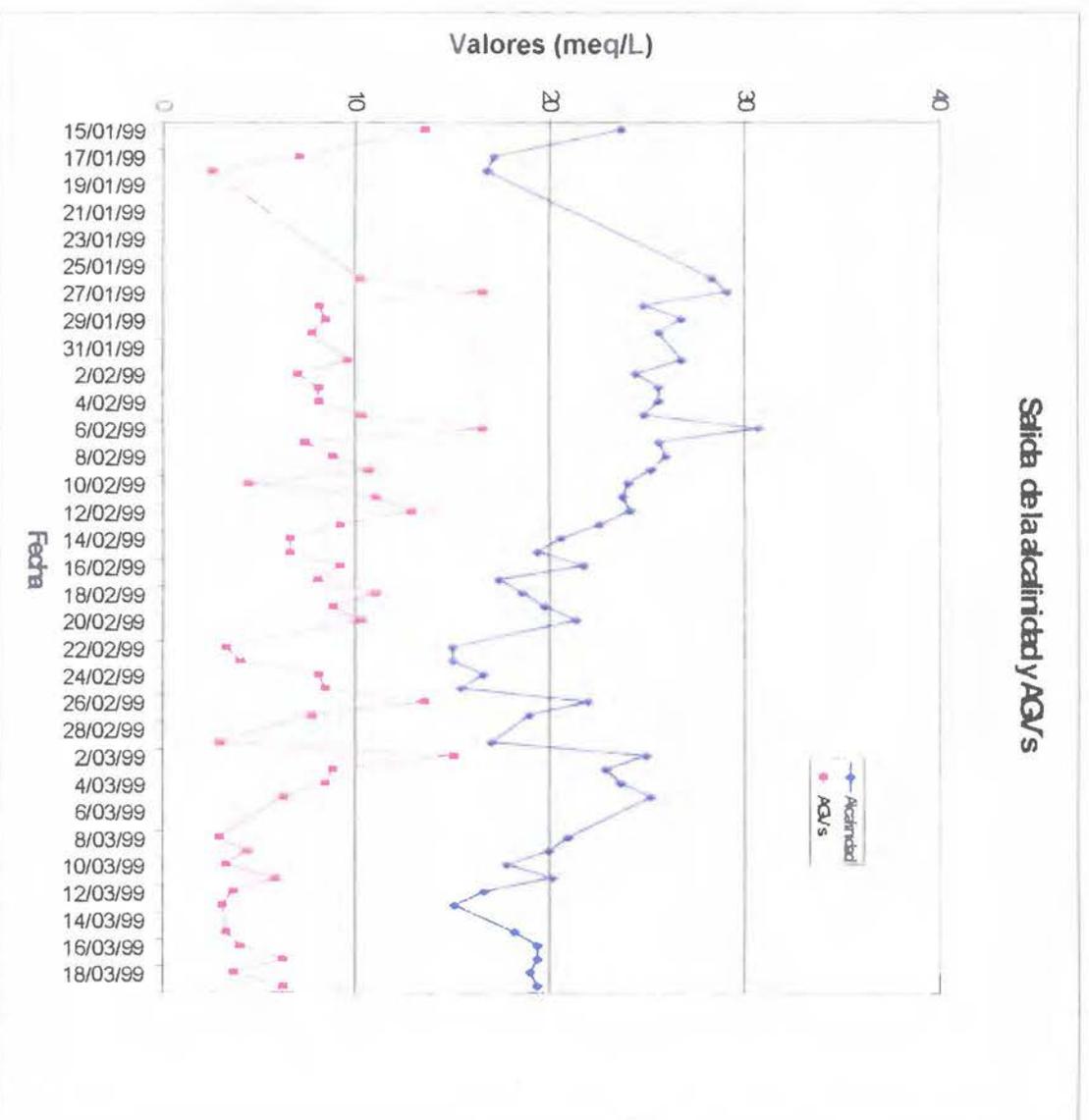


Figura 5.5 Comportamiento de la alcalinidad y AGV's a la salida del reactor durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad R.L.

Cuando en el reactor se recirculaba, los valores de alcalinidad se estabilizaban en cifras cercanas a los 20 meq/l, que es un 50% más de lo requerido para los AGV's. Es decir, la alcalinidad presentó parámetros estables con solo el hecho de detener la entrada de agua en el afluente.

En la Figura 5.6, se desglosa de cada gráfico la variación anterior, pero en los centros de cada reactor. El reactor pequeño fue el que más cambios presentó, con fuertes oscilaciones en la alcalinidad. Precisamente en este reactor fue el que más cuidado se debió de tener, ya que se presentaron más situaciones en las que hubo acumulación de AGV's, por lo que se procedía a regular el flujo, utilizando para ello la llave de paso de la tubería que transportaba el agua desde el tanque de mezcla hasta el de distribución. El reactor grande a pesar de su volumen y su retardo en la operación, fue el que mantuvo mejores resultados sobre los ámbitos óptimos de funcionamiento para cada parámetro.

El manejo óptimo de la dosificación en todo el sistema se observa en los gráficos de las dos figuras anteriores, en varias semanas a lo largo de esos últimos tres meses, en donde los valores de AGV's sobretodo permanecieron controlados

En la Figura 5.7 se presentan las situaciones individuales para la alcalinidad y los AGV's de ambos reactores en función de la salida. Una situación que se discutió anteriormente y que se aprecia de manera certera en los dos gráficos, son los comportamientos extremos presentados en el reactor pequeño para ambos parámetros, con relación al otro reactor y a la salida del tratamiento final. La dificultad en el control de dichos análisis, se puede deber a la diferencia de los volúmenes en ambos reactores, pues la dosificación no es uniforme la mayor parte del tiempo, y como se tiene un único sistema de distribución regulada por llaves de paso, el procedimiento es considerado como muy complejo.

Una forma sencilla de evaluar estos parámetros en el reactor era relacionándolos. La relación alcalinidad/AGV's debe ser igual o mayor a 1.5.

Es importante detallar aquellas situaciones que se presentaron en el manejo de estos parámetros de estabilidad, tanto en los centros como a la salida del sistema.

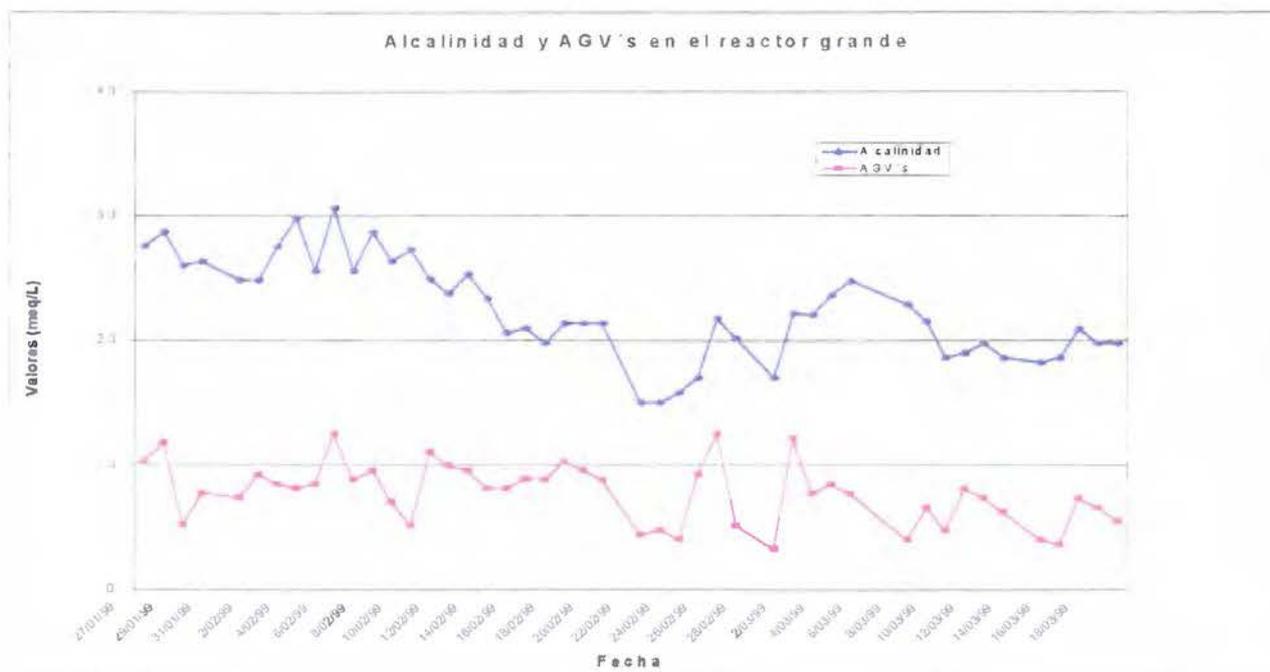


Figura 5.6 Comportamiento de la alcalinidad y AGV's durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Cooplibertad R.L. en los dos reactores.

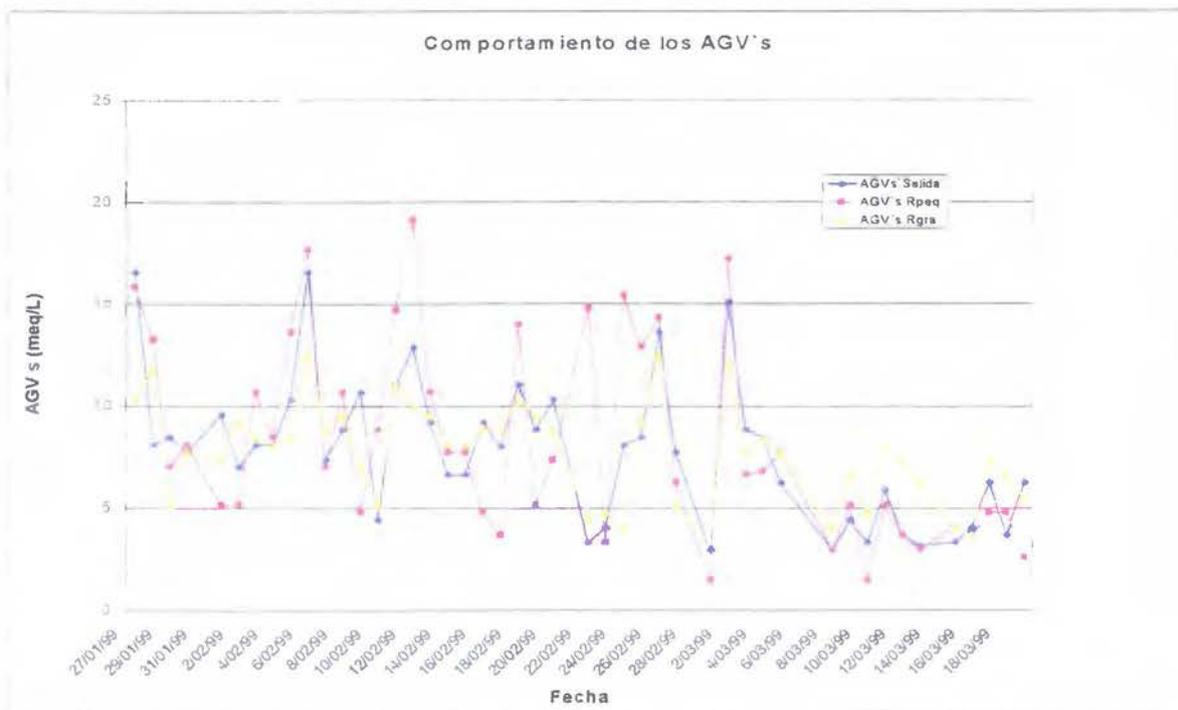
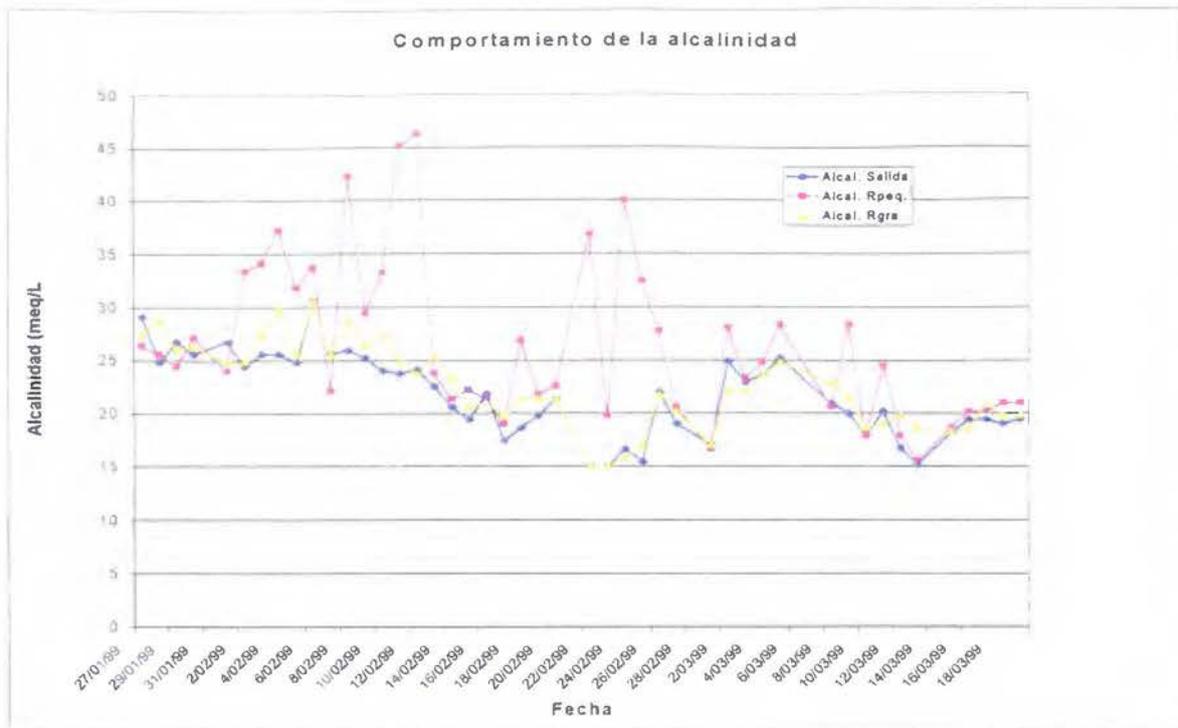


Figura 5.7 Comparación individual de los AGV's y la alcalinidad en el reactor durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad. R.L.

El 26 de febrero, los AGV's en el análisis de la mañana se encontraban un poco altos, por lo que se decidió recircular las aguas. Los valores del pH en el centro de ambos reactores se incrementaron ligeramente, por lo que la alcalinidad se elevó a valores aceptables. En horas de la tarde, se realizaron nuevamente dichas pruebas, donde los valores de los ácidos grasos en el reactor pequeño siguieron altos, controlando eso sí los del reactor grande y a la salida del sistema. Ante ello, se estranguló la llave de paso del pequeño y se abrió totalmente la que transporta el agua al reactor grande. Calculando el intervalo de tiempo entre ambos análisis, se procedió a permitir el ingreso de agua al tanque regulador del flujo 6 horas más tarde, ya que ese fue el intervalo en el cual los AGV's del reactor pequeño disminuyeron con la llave estrangulada.

### **5.3 Parámetros de balance de masas**

#### **5.3.1 Flujo de agua**

El flujo de agua a la entrada del sistema final de tratamiento como se explicó en el capítulo anterior, se tomaba en  $m^3/día$  dependiendo de distintos factores como los AGV's en los reactores, el DQO de afluente y la producción de gas que se deseaba tener de manera creciente respecto al día anterior. En la cosecha con condiciones bajas de DQO en la entrada (10000 a 12000 mg/l) y en pleno apogeo de la producción del biogás, se llegaron a ingresar hasta 1000  $m^3/día$  a inicios de febrero. No obstante esta condición podía variar de un día a otro pues muchas veces, las bacterias (como se explico anteriormente) no estaban en capacidad de degradar las aguas mieles. Además, si la demanda química de oxígeno a la entrada poseía un valor alto, se requería de un proceso de descomposición más lento, reduciendo el caudal a la entrada en un mayor período de tiempo.

En el caso del manejo del flujo de entrada en Coopelibertad, el valor límite en las horas de ingreso fue de 21 horas, donde las tres horas que restaban para

completar un día completo se utilizaban en la recirculación de las aguas, siendo una especie de factor de seguridad.

El caudal a la salida, en el canal de efluente, se media por medio de un vertedor rectangular. Este último dato, tuvo un promedio mensual durante la cosecha de 22 L/s, para alturas promedio en el nivel del agua de 35 cm desde fondo del canal.

Uno de los aspectos que deben tomarse en cuenta en el reactor grande, es el valor de caudal en la entrada de las canaletas que distribuyen las aguas hasta el fondo del reactor. La cantidad de agua que ingresa a cada canaleta con el fin de que se inicie el flujo ascendente de las aguas mieles, debe ser uniforme en todo el reactor, ya que en caso contrario solo cierta área del reactor degradará más aguas que en otro sector, afectando la producción de gas y la degradación óptima de las aguas. De esto dependerá la limpieza interna que se le dé a los tubos de 1 ½".

Se midieron los caudales a la salida de las tuberías, que distribuyen las aguas de afluente en cada canaleta desde el tanque de distribución. Para ello se utilizó un recipiente que se vertió posteriormente en dos probetas graduadas, en un intervalo corto de tiempo.

En el Cuadro 5.1 se detallan los valores de caudales medidos a la salida de las tuberías de PVC, donde a excepción de una sola, todas poseen un diámetro de 4". La designación en el número de cada canaleta se hizo desde el frente del reactor grande de izquierda hacia derecha y de adelante hacia atrás. Cabe destacar que las canaletas 1,3 y 4 son las más cercanas al tanque de distribución, siendo estas las que presentan mayores valores en el caudal. Contrariamente las canaletas más alejadas son la 2, 5 y 7, donde a simple vista se observaba el reducido ingreso en el flujo de agua.

La canaleta 1 es de todas la más cercana al tanque de distribución, donde una tubería de 6" se ramifica a otra de 4" a un metro de longitud de la canaleta. En esta sección, fue por donde sin duda ingresó una mayor cantidad de agua cruda durante la operación de este reactor en la cosecha. De lo anterior, el diámetro de la tubería, la posición del tubo desde la entrada del tanque y la

distancia a la que se encuentra la canaleta del tanque, son los factores principales para dicho caudal, sobretodo de los módulos más alejados.

Todo lo anterior se debe a la variabilidad en el tamaño de cada módulo, ya que a diferencia del reactor pequeño, en el grande las áreas y las profundidades varían entre sí. Esto último se debe a que los tanques que conforman el reactor de mayor volumen eran en el pasado las pilas de fermentación de Coopelibertad, por lo que fueron readecuadas para su nuevo uso.

Cuadro 5.1. Datos obtenidos en las mediciones del caudal a la entrada de las canaletas del reactor grande en el Beneficio Coopelibertad.

Canaleta	Flujo (l)	$\Delta T$ (s)	Caudal (l/s)
1	2,20	5	0,44
2	0,55	5	0,11
3	1,80	5	0,36
4	1,90	5	0,38
5	1,10	5	0,22
6	0,15	5	0,30
7	0,90	5	0,18
8	1,60	5	0,32

### 5.3.2 DQO del afluente y efluente

La Demanda Química de Oxígeno es un parámetro que mide el contenido de materia orgánica en el agua. Por ejemplo, si un litro de agua tiene 1 gramo de DQO se dice que esta agua posee una cantidad de materia orgánica de 1 gramo por litro (1 g/L), expresado como DQO.

El DQO es una medida para expresar la cantidad de materia orgánica, permitiendo determinar cuando es que entra al reactor, ya sea como azúcares, pectinas o ácidos grasos. Igualmente determina la cantidad de materia orgánica

que sale del reactor, indiferentemente que se trate de biogás, AGV's o sustrato no descompuesto.

Sin lugar a dudas para la Cooperativa, este es el parámetro más importante junto con la producción del biogás, ya que de ello dependerá la eficiencia de degradación efectuada por la población bacteriana depositada en ambos reactores. Además, el DQO posee una legislación para los beneficios del país que debe ser cumplida para poder optar por el permiso sanitario de funcionamiento dado por el Ministerio de Salud.

En el Capítulo 3 se hizo referencia a las aguas utilizadas en Coopelibertad, según las cuatro etapas del convenio interinstitucional. El DQO de afluente estará en función de los valores obtenidos en el despulpado, lavado y enjuague.

En el Cuadro 5.2 se observan los valores de DQO medidos en el proceso de despulpado del café, en donde por cuatro días, y al azar, se medía en cuatro puntos diferentes, la materia orgánica presente en las aguas.

Entre los resultados a discutir se encuentran los valores a la salida de las desaguadoras, que están muy por debajo de la legislación, siendo importante la descarga directa de esta agua al río, ya que lo ideal sería haberla reutilizado durante la cosecha para funciones como las del lavado del café, situación que no se dio.

Las aguas que provienen del tamiz de los chancadores del circuito cerrado, resultaron con valores de DQO mayores a los del tamiz de las aguas pulpas, pues como indica su nombre al ser de circuito cerrado se da un proceso de recirculación mayor. El rebalse de ambos tamices se depositaba en el sedimentador, presentándose los valores mayores a la salida de la tercera etapa durante el despulpado. Lo anterior tenía un comportamiento lógico y esperado, ya que a un consumo de agua por fanega de 700 litros, la cantidad de agua que rebalsaba con los grados contaminantes presentes desde ambos tamices era representativo.

No obstante, los valores de DQO a la salida del sedimentador no eran los mismos que se obtenían en la entrada del tratamiento final de las aguas, siendo estos últimos mucho menores.

Los análisis de aguas que se realizaron para los días 29 de enero y 4 de febrero, incluyeron dos repeticiones cada uno, con separaciones entre las tomas de tres horas. Para cada uno de esos días, las diferencias obtenidas entre ambas muestras presentaron variaciones crecientes a considerar, tanto en los chancadores del circuito cerrado como en las aguas pulpas y a la salida del sedimentador, pues la carga contaminante en un tiempo posterior de iniciado el despulpado se eleva, debido a la acumulación de pectinas y azúcares provocados por la recirculación desde la pila de distribución.

Los análisis efectuados en las aguas provenientes de las desaguadoras (agua directamente del río), fueron en todos los casos muy bajos. El valor mayor se pudo deber al tajo ubicado río arriba del beneficio, pues frecuentemente el cauce se encuentra sucio.

Los valores del DQO obtenidos del Cuadro 5.2 pueden ser considerados como bajas, ya que la carga contaminante puede ser elevada aún más. Lo anterior indica una recirculación que puede mejorarse, estudiando las alternativas más viables y rápidas. Una de ellas es el subir las paredes de la pila de distribución con el fin de reducir la pérdida de agua por rebalse y aprovechar aún más el volumen inicial de agua requerido en el chancado. Con ello el volumen de agua a tratar en el reactor será mucho menor, incrementando eso sí el DQO. No obstante si se tienen valores de demanda química de oxígeno altos, la degradación se podrá efectuar en un período de tiempo prolongado sin afectar el valor de salida, siempre y cuando no existan grandes cantidades de agua almacenadas en el afluente.

Las aguas de las desaguadoras deben de reutilizarse para el lavado del café en las pilas de fermentación, como una medida de reducción en el envío hacia la tercera etapa del convenio y aumentando con ello la contaminación de unas aguas que se usaron para dos propósitos.

El Cuadro 5.3 muestra los valores de DQO para el arrastre del café fruta en el inicio del proceso de beneficiado por vía húmeda. Con un volumen inicial de 6 m<sup>3</sup>, esta agua tiene la función de transportar el café desde la pila de recibo hacia el tamiz que separa el grano para ser enviado a los chancadores. Las muestras

fueron tomadas en el tanque de recirculación que va a la unidad de recibo. Estos valores juntos con los del lavado del café son, en Coopelibertad, los más altos en contenidos de materia orgánica, medida en términos de DQO.

Las aguas utilizadas en el lavado del café, desde las pilas de fermentación hasta las aguas pulpas, son sin lugar a duda las de mayor carga contaminante en cualquier beneficio del país, ya que las mieles que se desprenden del grano en las pilas de fermentación al combinarse con el agua, producen una carga contaminante, con valores muy altos desde el inicio del lavado. Esto se comprueba con los resultados obtenidos a la salida de las pilas (Cuadro 5.4) en cuatro análisis realizados con una hora de diferencia cada una, por dos días en el transcurso de la misma semana en la que se tomaron los valores correspondientes al despulpado y enjuague del equipo. En dicho cuadro se tiene el DQO más elevado durante la cosecha 98-99 que se obtuvo en el laboratorio del beneficio (23100 mg/l).

Las pruebas de laboratorio efectuadas para obtener el parámetro de DQO, presentaron cierta dificultad con el uso de la pipeta, debido a la cantidad de partículas sólidas presentes en la muestra, tanto así que las diluciones se efectuaron para 20 veces.

Cuando las aguas del lavado y chancado caían en el sedimentador, los sólidos sedimentables se depositan en el fondo del tanque, estando el agua lista para la cuarta etapa del tratamiento final. Sin embargo las aguas de enjuague del equipo provocaron una disminución en el DQO de afluente debido a la carga orgánica baja, resultando en una dilución. El inconveniente se presentaba con el aumento en el volumen a descomponer desde la entrada del sistema.

En el Cuadro 5.5 presentan los valores de DQO determinados en los mismos puntos del despulpado para las aguas de enjuague. Las aguas provenientes de las aguas pulpas tuvieron reducciones en la materia orgánica de casi cerca del 90%, después de dos horas de iniciado el enjuague.

Cuadro 5.2 Valores de DQO en las aguas de despulpado del beneficio  
Coopelibertad R.L.

Fecha	Hora	Punto de Medición	DQO medido (mg/L)	DQO afluente reactor (mg/L)
29-1-99	5:00 pm	Desaguadoras	320	13890
		Chancadores CC	15120	
		Aguas Pulpas	13420	
		S.Sedimentador	16312	
	8:00 pm	Desaguadoras	504	
		Chancadores CC	19820	
		Aguas Pulpas	19700	
		S.Sedimentador	20020	
30-1-99	8:00 pm	Desaguadoras	332	13460
		Chancadores CC	15712	
		Aguas Pulpas	12980	
		S.Sedimentador	15970	
4-2-99	8:00 pm	Desaguadoras	750	17020
		Chancadores CC	15630	
		Aguas Pulpas	16970	
		S.Sedimentador	18570	
	11:00 mn	Desaguadoras	1002	
		Chancadores CC	19370	
		Aguas Pulpas	18700	
		S.Sedimentador	20780	
5-3-99	7:00 a.m.	Desaguadoras	404	17870
		Chancadores CC	1064	
		Aguas Pulpas	722	
		S.Sedimentador	14650	

Cuadro 5.3 Valores de DQO en las aguas de arrastre del café fruta del beneficio Coopelibertad R.L.

Fecha	Hora	Punto de Medición	DQO medido (mg/L)	DQO afluente reactor (mg/L)
29-1-99	11:00 pm	Tanque de Recirculación	20240	13890
4-2-99	11:00 pm	Tanque de Recirculación	18730	17020

Cuadro 5.4 Valores de DQO en las aguas de lavado del café en el beneficio Coopelibertad R.L.

Fecha	Hora	Punto de Medición	DQO medido (mg/L)	DQO afluente reactor (mg/L)
29-1-99	11:00 p.m.	Salida Pilas de Fermentación	14660	13890
	12:00 m.n.	Fermentación	19000	
30-1-99	1:00 a.m.	Salida Pilas de Fermentación	19320	
	2:00 a.m.	Fermentación	23100	
5-2-99	3:00 a.m.	Salida Pilas de Fermentación	14390	17870
	4:00 a.m.	Fermentación	14620	
	5:00 a.m.		15310	
	6:00 a.m.		17170	

En los chancadores del circuito cerrado, los valores de la demanda química medidos se mantuvieron 3000 mg/l por arriba de la normativa, no obstante el DQO del rebalse que caía al sedimentador, osciló entre los 1000 y 1300 mg/l, por lo que se optó por medio de un sistema de compuertas en la pila de distribución a desviar las aguas fuera del sedimentador.

Cuadro 5.5 Valores de DQO en las aguas de enjuague del equipo del Beneficio Coopelibertad R.L.

Fecha	Hora	Punto de Medición	DQO medido (mg/l)	DQO afluente reactor (mg/l)
27-1-99	8:00 a.m.	Desaguadoras	100	18140
		Chancadores CC	4330	
		Aguas Pulpas	268	
		S.Sedimentador	12680	
30-1-99	8:00 a.m.	Desaguadoras	100	13890
		Chancadores CC	5410	
		Aguas Pulpas	120	
		S.Sedimentador	9200	
4-2-99	8:00 p.m.	Desaguadoras	750	17020
		Chancadores CC	5630	
		Aguas Pulpas	697	
		S.Sedimentador	12570	

En la Figura 5.8 se presenta la variación presentada en los valores de DQO a la entrada, en función de los valores de salida del reactor anaerobio para analizar si estas últimas cumple con la normativa correspondiente de vertido y rehuso de aguas residuales para la industria cafetalera (1500 mg/L).

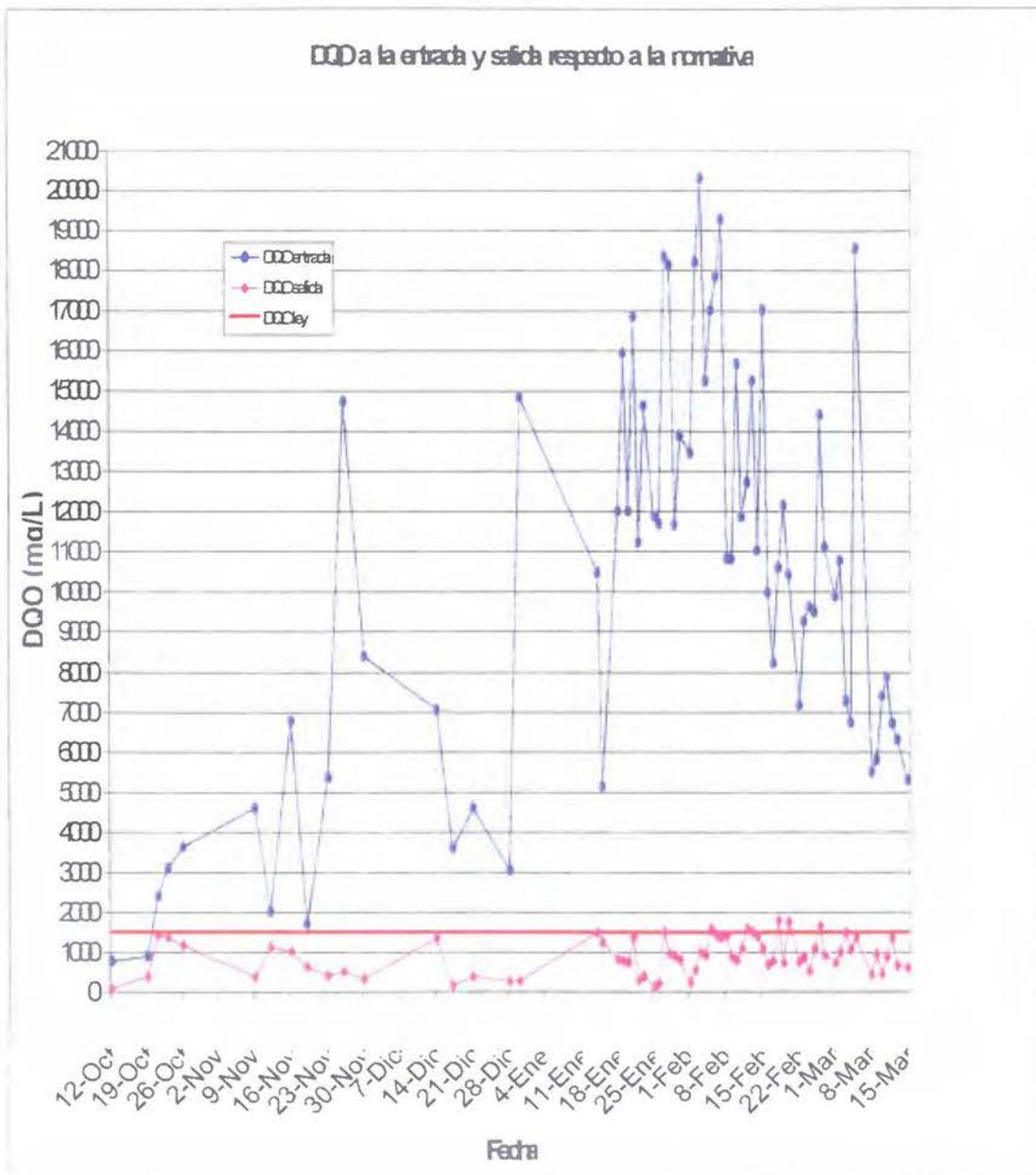


Figura 5.8 Comparación de los valores de la DQO a la entrada y salida del reactor anaerobio, en función de la normativa vigente durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad R.L.

Esta figura es la más importante para la gerencia de Coopelibertad, ya que la inversión realizada en el reactor se hizo primeramente para cumplir con el Ministerio de Salud, para luego como una segunda prioridad recuperar la inversión con la generación eléctrica. Pero sobre todo es la más representativa de este trabajo de investigación, ya que de él se puede definir la forma en la que se manejaron globalmente los parámetros operativos del tratamiento final de las aguas para una eficiente degradación de las mieles, además de medir la eficiencia del reactor anaerobio.

Solamente durante dos ocasiones, a inicios de la cosecha, el DQO en el afluente estuvo por debajo de la normativa, donde permaneció durante los casi seis meses de cosecha, con valores promedio de los 10276,2 mg/L. Los resultados mayores se dieron a finales de la primera semana de febrero con 19290 mg/L. El efluente mayor medido fue de 1806 mg/L el 18 de febrero, el cual no tenía un valor de DQO de afluente sumamente alto (10600 mg/L), por lo que no necesariamente la descomposición de las aguas mieles por parte de las bacterias a la entrada determinará el valor en la salida, sino que estará en función de la cantidad de agua y su DQO producida ese día, la cual varía constantemente.

Difícilmente se puede apreciar un comportamiento uniforme en los valores de DQO en ese punto, ya que eso dependerá de la cantidad de fanegas recibidas ese día, así como el manejo realizado en las aguas del beneficiado por vía húmeda explicado anteriormente y a sus parámetros operativos.

### **5.3.2.1 Eficiencia de remoción de la materia orgánica que ingresó al sistema**

La eficiencia medida en la remoción de la materia orgánica en términos de DQO de agua que ingresó al reactor (62143,7 m<sup>3</sup>), indica en términos porcentuales el manejo dado al sistema, que se refleja en los valores de DQO a la salida del sistema. Dicha eficiencia se calcula de la siguiente manera:

$$\% \text{Eficiencia} = (1 - \text{DQO efluente promedio} / \text{DQO afluente promedio}) * 100$$

Durante la cosecha 98-99 el valor promedio del DQO a la entrada del sistema fue de 10276,2 mg/l y a la salida correspondió a 909 mg/l, por lo tanto:

$$\% \text{Eficiencia} = (1 - 909/10276,2) * 100$$

$$\% \text{Eficiencia} = 91,15 \%$$

Este valor fue más que satisfactorio en el buen manejo operativo y capacidad de procesamiento del reactor anaerobio del Beneficio Coopelibertad.

### 5.3.3 Producción de gas

Si la determinación de la DQO fue importante para Coopelibertad, la producción del gas producto de la descomposición de las aguas mieles por parte de las bacterias, representará en las próximas cosechas un estímulo económico importante para la empresa.

Como la operación global de todo el sistema fue completa hasta que inicio en enero de 1999, el funcionamiento del reactor más grande, la producción de gas en los meses anteriores fue únicamente debido a la descomposición de las aguas en el reactor de 400 m<sup>3</sup>.

El reactor pequeño que inició oficialmente su operación a mediados de octubre produjo cantidades muy bajas durante las primeras 8 semanas, ya que el proceso de arranque se realizó paulatinamente, aclimatando a las bacterias a su nuevo alimento y por ende la obtención del biogás como un subproducto del tratamiento final.

En la Figura 5.9 se aprecian los gráficos correspondientes a la producción total del biogás en el sistema y en cada reactor.

Cabe destacar que los gráficos de la figura 5.9 no son representativos de lo que en realidad el reactor de Coopelibertad produjo, ya que con la puesta en marcha del reactor grande, los gasómetros por diferencia de presión marcaban al revés, por lo que muchas veces al realizar la lectura a cada hora, la producción había disminuido en donde en realidad existían incrementos importantes.

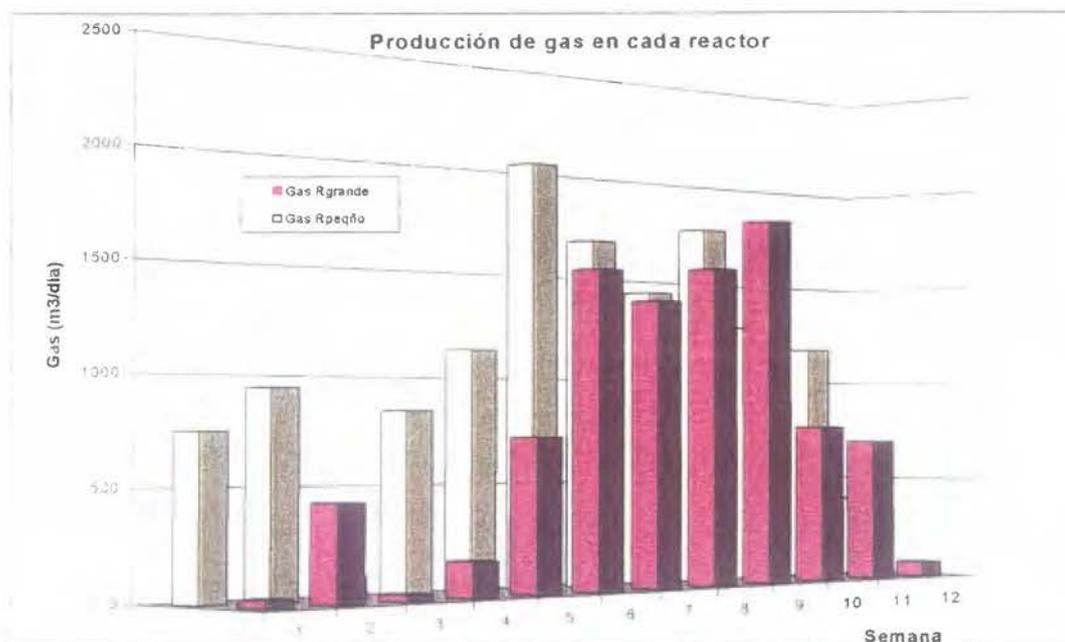
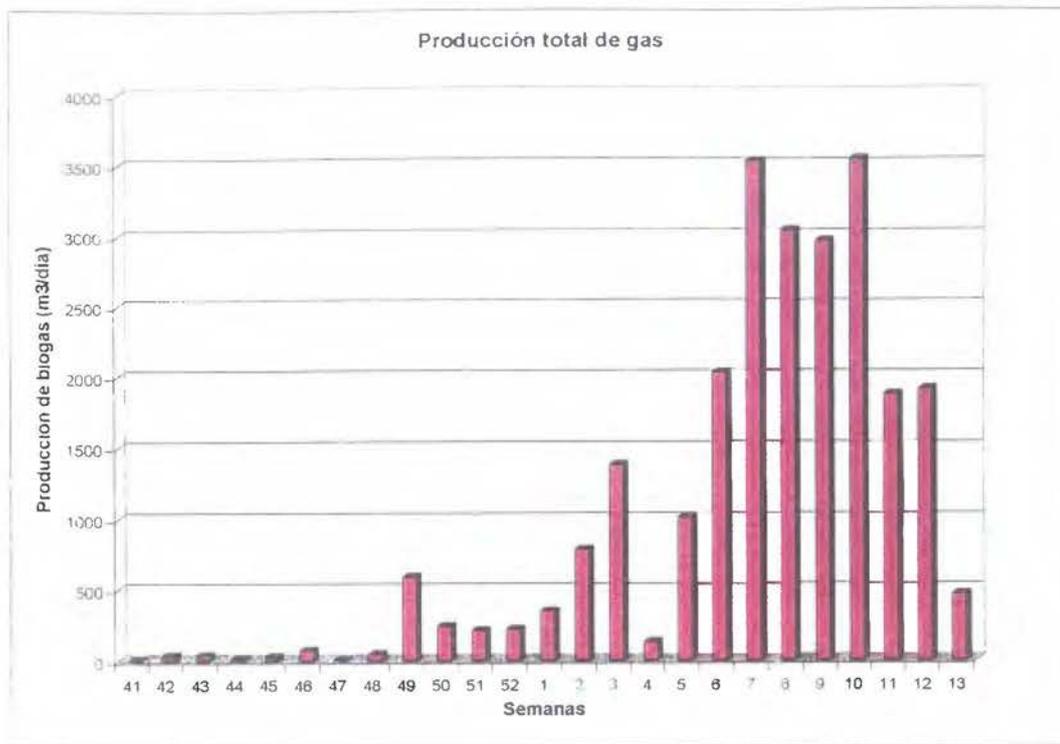


Figura 5 9 Producción total de gas y en cada reactor durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Cooplibertad R.L.

El eje X de dicha Figura, señala las semanas correspondientes a la época de cosecha en las que se midió la producción del biogás.

En términos generales la producción del biogás se comportó de manera creciente conformen avanzaban los meses pico de cosecha. En dicha figura, el gráfico que representa la producción total, muestra que en las primeras seis semanas de iniciado el arranque del reactor, la producción del biogás tuvo incrementos muy reducidos pero siempre tendiendo a elevarse en el transcurso de las semanas posteriores. Se observa una reducción total en las semanas 47 y 48.

En la semana 49 se empezó a operar el sistema de calentamiento de las aguas en el reactor para regular las temperaturas de operación de las bacterias, siendo una muestra clara el incremento de producción medido para esa semana. Ahora como el cambio fue tan radical en el mes de diciembre, la semana 50 inició con el crecimiento exponencial esperado. Sin embargo por un descuido en el manejo a finales del mes de enero faltaban por instalas las campanas correspondientes a dos módulos, se produjo un escape del biogás a la atmósfera. Posteriormente a esa situación el biogás mostró el comportamiento esperado según avanzaba la cosecha

Cuando el reactor grande comenzó aportar biogás, se realizó la separación de los tres gasómetros, de tal manera que uno de ellos solo medía lo que se producía el reactor de mayor volumen y los otros dos marcaban la producción en el reactor pequeño. Los valores medidos se observan dibujados en el gráfico que muestra la producción en cada reactor (Figura 5.9 b), en donde se aprecia una mayor obtención en el reactor pequeño. No obstante debido a lo comentado anteriormente, el gasómetro del reactor grande fue el que más marcó en sentido contrario, siendo poco creíbles los valores monitoreados.

### 5.3.3.1 Generador eléctrico

El generador eléctrico del Beneficio Coopelibertad, que trabaja a partir del biogás que se producen en los reactores, es el más grande de los que se encuentra en cualquier otro beneficio del país.

Por medio de una tubería de 4" en PVC se transporta el gas desde la bolsa de almacenamiento, ingresando al generador instalado junto a las secadoras columnares utilizadas en el presecado del café, las cuales son la maquinaria a la que se le suministrara la energía.

El biogás que Coopelibertad produce, está compuesto de un 90% de metano y 10% de CO<sub>2</sub>. Para que un gas sea apto para generar electricidad debe tener al menos un 40% de metano, por lo que este subproducto de la descomposición de las aguas mieles es excelente para este tipo de usos.

El consumo de gas medido por parte del generador fue de aproximadamente 1,5 m<sup>3</sup> por minuto. En una hora se pueden llegar a consumir 90 m<sup>3</sup> y en un día 2160 m<sup>3</sup>. Para la Cosecha 99-2000 se proyecta que el reactor anaerobio produzca entre 3000 y 4000 m<sup>3</sup> de biogás diariamente, es decir, un 54 % más de lo que utiliza el generador. El resto, se emplea en el quemador ubicado en el horno para calentar el agua requerida por las bacterias.

Durante la época de cosecha que incluye desde octubre hasta marzo, el consumo de energía por parte del beneficio es considerable, sobre todo en diciembre y enero que son los meses pico de recibo del café. El consumo promedio en esos meses fue de 900 kilovatios/hora, para un costo total de energía eléctrica a lo largo de la cosecha de aproximadamente \$ 102000,00.

La capacidad del generador es de 250 kilovatios/hora, es decir un poco menos del 30% del consumo total de electricidad por cosecha. La energía eléctrica que genera el beneficio equivale al consumo de electricidad de 2500 bombillos de 100 vatios o igualmente a la electricidad que gastarían 250 casas estándar. Lo anterior representa un ahorro por año en el beneficio de \$ 42000,00.

La inversión del generador será cancelada en su totalidad en la próxima cosecha y en 6 años (o su equivalente en cosechas) todo el sistema de tratamiento será autofinanciado con la generación de energía eléctrica.

En un futuro las disposiciones de la Ley de Administración de Energía, establecen que para las empresas de alto consumo (tarifa 6), se deberán complementar su demanda con generación propia. Este paso ya lo ha dado Coopelibertad, sobre todo en las horas pico de consumo (10 a.m. a 12:30 m.d. y de 5 a 8 p.m.), en las que ya no hay necesidad de apagar en su totalidad todo el equipo, lográndose mayores rendimientos en el procesamiento del café.

#### **5.3.4 Temperaturas en el reactor anaerobio**

La temperatura fue el parámetro más difícil de controlar en el reactor anaerobio del beneficio Coopelibertad.

Las bacterias para que realicen el proceso de degradación de la materia orgánica eficientemente y a su vez contribuyan con una buena producción de biogás, deben encontrar en las aguas mieles que entran al sistema un ambiente cálido, en donde si se incrementa este parámetro estas realizan más rápido las funciones físicas, es decir, comen, digieren, excretan y se multiplican a mayor velocidad a un ámbito de temperaturas del orden de los 30 a 40 °C. Se manejan en el medio datos de eliminaciones de materia orgánica de hasta cuatro veces más, con temperaturas internas en los reactores de 35 °C, que si se tuvieran a 20 °C.

La operación de este parámetro se inició hasta el mes de diciembre en el reactor pequeño, en donde los primeros dos meses de iniciada la cosecha, la temperatura osciló entre los 22 y 24 °C. Sin embargo este fue uno de los pocos reactores que comenzó la producción del biogás a dichos valores, siendo una primordial la calidad del inóculo.

Las Figuras 5.10 y 5.11 muestran el comportamiento de las temperaturas en los últimos 3 meses de operación óptima de este parámetro en el reactor,

iniciando desde diciembre que fue el mes en el que se puso en marcha el sistema de calentamiento.

En el gráfico del último mes del año 98 de la Figura 5.10, se observa como se fue incrementando durante la primera semana la temperatura en el centro del reactor pequeño y por ende a la salida del sistema. La disminución al final del mes se debió al colapso sufrido por la tubería de PVC, que transportaba el agua caliente desde el horno hacia el tanque de mezcla. La razón fue que el operario llevó el horno a los 106 °C sin que el sistema de emergencia operara a esas temperaturas, dañando considerablemente los 75 metros de PVC (el plástico soporta hasta 70 °C). Se cambió el material por hierro galvanizado con el propósito de evitar incidentes similares a ese.

En enero se tenía que calentar los 1700 m<sup>3</sup> en ambos reactores. Como el volumen del reactor grande es un poco más de cuatro veces el pequeño, la temperatura de este último perdió valor por el intercambio hacia el grande, presentándose la estabilización del parámetro en todo el sistema hasta finales de enero. (Figura 5.10)

En la Figura 5.11, las temperaturas en febrero fueron decrecientes para continuar así hasta el últimos mes de operación del reactor. Dichas temperaturas, tanto a la salida como en el centro de ambos reactores, se mantuvieron muy similares. El mes de marzo mantuvo la temperatura promedio muy similar a la observada al final del mes de febrero.

Una de las causas posibles para esa reducción es el agua fría que alimenta el circuito de enfriamiento, ya que disminuyó considerablemente la temperatura que va del horno hacia el tanque de mezcla en el reactor. Lo anterior implicó que se debiera llevar al horno a temperaturas elevadas para que el agua llegara a valores del orden de los 45°C al tanque de mezcla, temperatura que es insuficiente para ambos reactores. Con el cierre de la llave de agua fría del sistema de emergencia, la temperatura de operación fue la mejor por un tiempo, hasta que nuevamente se dañó el panel principal que monitorea la temperatura interna del horno y que acciona el agua de emergencia (metralla), debido a que se estaba instalando la tubería que envía el agua hacia el generador, por lo que

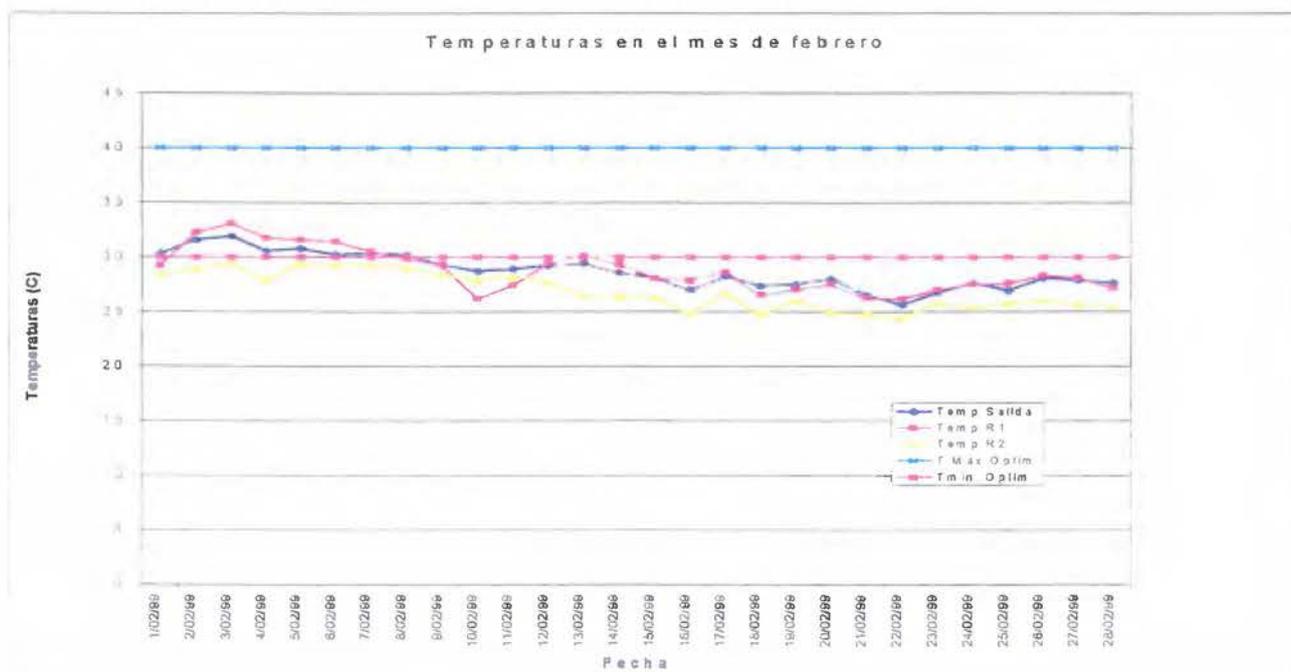
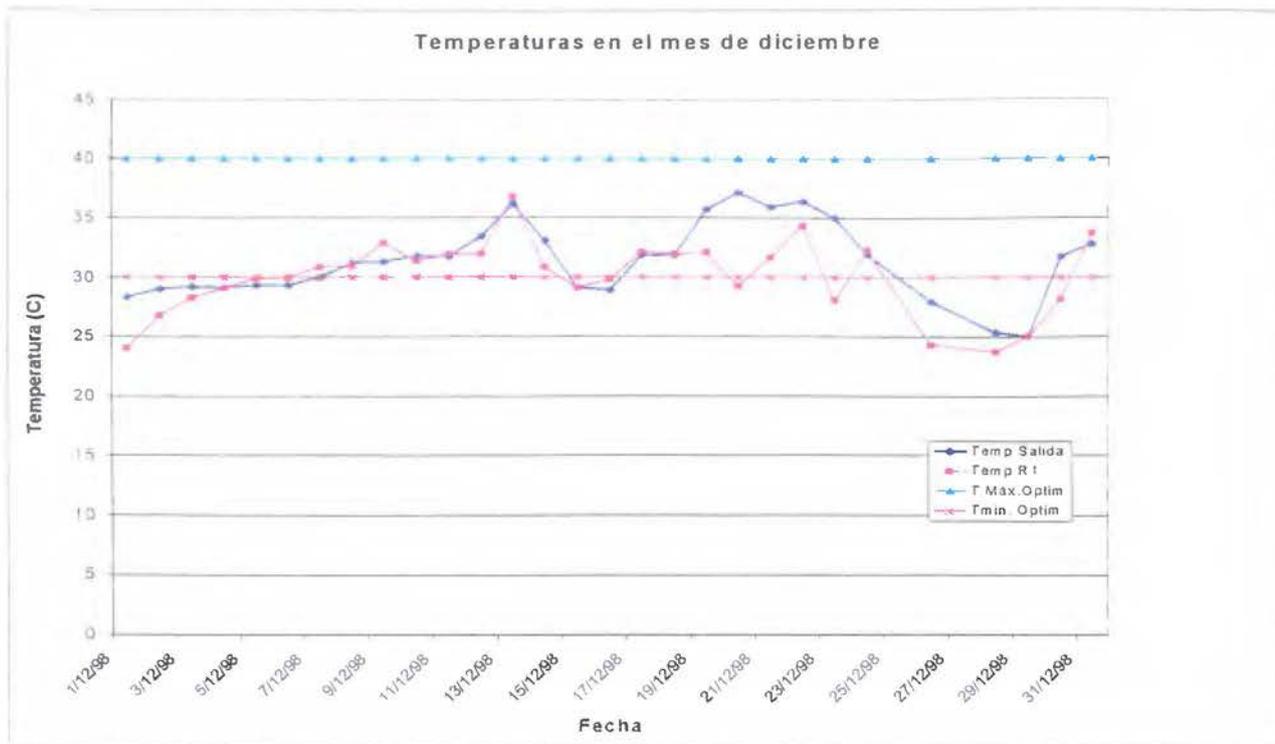


Figura 5.10 Comportamiento de las temperaturas para los meses de diciembre y enero de la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad R.L.

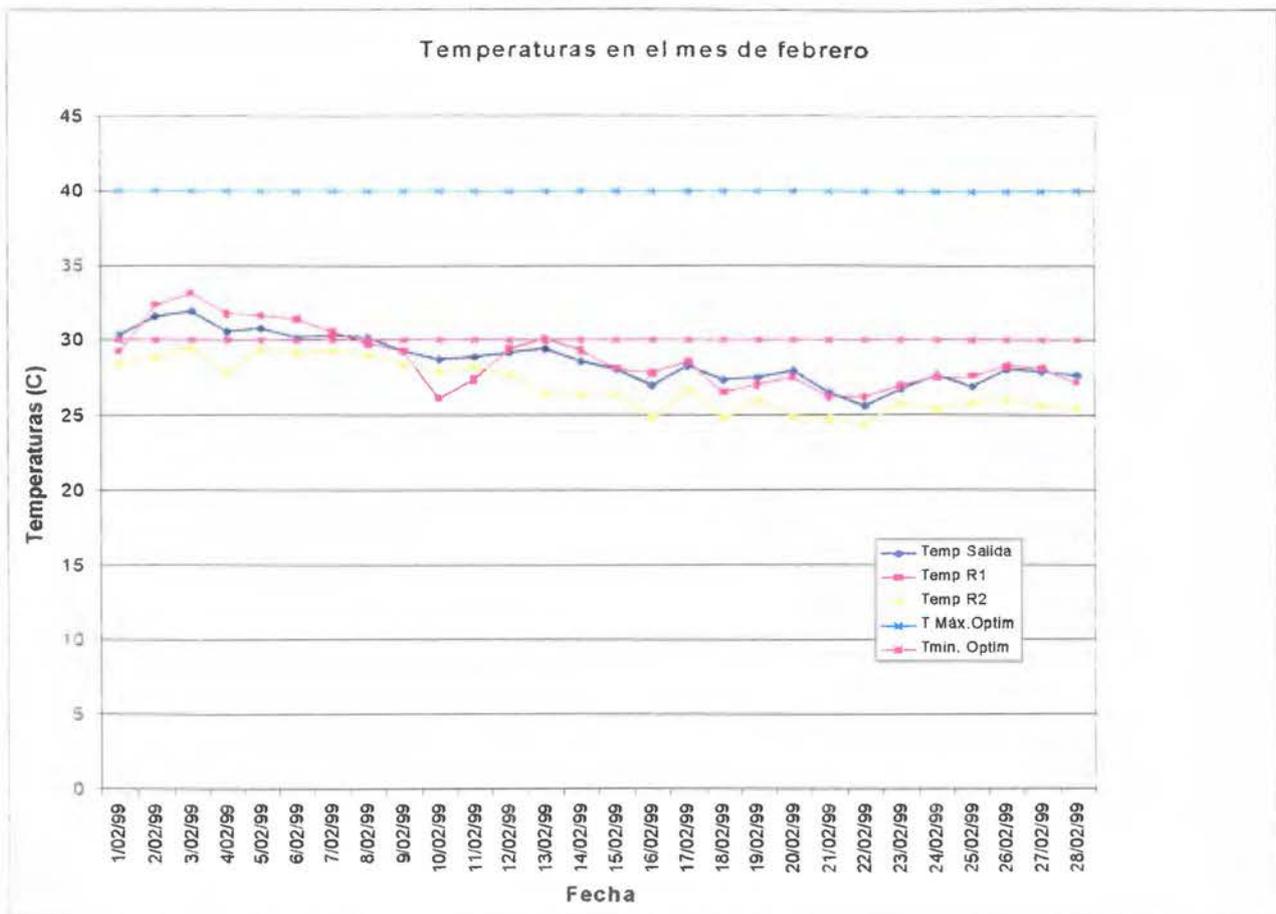


Figura 5.11 Comportamiento de la temperatura para el mes de febrero durante la cosecha 98/99 en el Beneficio Coopelibertad R.L.

se procedió a desconectar la bomba de río, con tan mala suerte que en ese preciso instante, el nivel en el tanque de mezcla bajo bastante, causado por un escape de gas en una trampa de agua, apagando las bombas de agua caliente y dañando la metralla.

De ese momento y en adelante con la reparación nuevamente del panel, la temperatura en los reactores se mantuvo por debajo de los valores requeridos hasta que finalizó la cosecha.

Hay que recalcar que el mantener la llave de emergencia con agua fría proveniente del río cerrada es un inconveniente, ya que hay que estar muy pendiente de que las bombas de recirculación de agua caliente no se apagaran para no dañar el equipo.

## CAPITULO 6

### CONCLUSIONES Y RECOMENDACIONES

#### 6.1 Conclusiones

1. El beneficio Coopelibertad R.L. implementó durante la cosecha 98/99, un reactor anaerobio de flujo ascendente, que logró una eficiencia del 91% en la remoción de materia orgánica en términos de la Demanda Química de Oxígeno vigente por la ley de aquellas aguas que entraron al sistema de tratamiento.
2. La reducción del consumo de agua por fanega implica un aumento en la carga contaminante a ser degradada en el reactor anaerobio.
3. La buena operación del reactor anaerobio está directamente relacionada con el consumo de agua por fanega que maneje el beneficio. Entre menor sea este valor, mejores resultados se darán en el sistema de tratamiento de aguas residuales.
4. La bolsa de almacenamiento de agua cruda en el Beneficio Coopelibertad, es lo suficientemente grande como para retener las aguas mieles en exceso durante la época pico de cosecha, siempre y cuando se manejen consumos de agua menores a 1 m<sup>3</sup> por fanega.
5. Los valores de la DQO medidos en diferentes puntos del beneficiado por vía húmeda, indican que la recirculación de las aguas no es del todo la más eficiente, pues estos pueden tener cifras mucho mayores a las determinadas, reduciendo el rebalse que cae al sedimentador y con ello el consumo de agua por fanega.
6. Las aguas del lavado del café presentaron la mayor carga orgánica contaminante, medida en términos de DQO.
7. La producción de gas medida por los gasómetros no es del todo confiable, pues los valores no corresponden a lo observado y determinado en los

análisis de DQO, para las dosis de agua que ingresaron al reactor durante los meses fuertes de la cosecha.

8. Los valores obtenidos de alcalinidad y AGV's, reflejaron comportamientos directamente proporcionales en los centros y en la salida de ambos reactores. Comparando cada parámetro individualmente, se observa que para ambos casos, los valores obtenidos en el reactor grande demostraron similitudes a los valores de salida.
9. La bolsa de biogás de Coopelibertad es insuficiente para almacenar la cantidad de metano requerida para operar el generador eléctrico durante el periodo que comprende la hora pico.
10. La temperatura en el reactor de Coopelibertad fue el parámetro más difícil de mantener dentro de los ámbitos normales de operación, siendo uno de los factores determinantes en una mayor degradación de la materia orgánica y una posible baja en la producción de biogás esperada.
11. Los valores de pH del reactor grande, no son tan representativos en el parámetro de acidez a la salida, como los del reactor pequeño, ya que si se incrementa o disminuye el pH del reactor pequeño, igual será el comportamiento en el efluente del sistema de tratamiento.
12. Si se utiliza un sistema de recirculación más eficiente dentro del beneficio, la cantidad total de agua utilizada por fanega disminuirá considerablemente, permitiendo que todo el efluente pueda llegar al reactor anaerobio, sin necesidad de enviar cierto tipo de aguas como las de enjuague del equipo directamente al río.
13. El agua de río que alimenta el circuito de enfriamiento, para el sistema de emergencia del horno, redujo considerablemente la temperatura que va del horno al tanque de mezcla en el reactor, siendo un factor negativo influyente en el comportamiento de la población bacteriana.
14. El flujo de entrada de agua a las canaletas del reactor grande no es uniforme en la distribución de cada módulo, ya que está directamente relacionado al tamaño de estos.

15. El manejo del reactor debe ser tal que, la dosificación de agua en el afluente se proyecte para los días pico de recibo del café, preparando las condiciones necesarias en la población bacteriana, con el fin de esperar en esos días una fuerte demanda de agua a la entrada del reactor anaerobio.
16. La utilización del biogás para la generación de energía eléctrica limpia, es sin lugar a duda la forma más práctica y útil de recuperar la inversión ocasionada por la instalación del sistema de tratamiento final de las aguas mieles.
17. La relación DQO afluente – producción de biogás debe manejarse de manera paralela, buscando siempre que la cantidad de materia orgánica que entra al sistema no exceda los 10 kg por m<sup>3</sup>, obteniendo el volumen del biogás en función de dicho valor.

## 6.2 Recomendaciones

1. Mejorar la recirculación de las aguas logradas en el proceso de beneficiado por vía húmeda en Coopelibertad, disminuyendo aún más la cantidad de agua utilizada en el inicio del proceso de chancado, reutilizando el agua de las desaguadoras para funciones como las del lavado de café en las pilas de fermentación y cambiando la conducción del agua del río en un circuito cerrado por mangueras que trabajen con salidas de mayor presión.
2. Dependiendo de la condición contaminante del Virilla, es recomendable depositar las aguas de río provenientes del tamiz de las desaguadoras, fuera del sedimentador, ó reutilizarlas desde las pilas de fermentación para otras funciones como las del lavado del café. Lo anterior ya que el DQO medido a la salida de este punto, reflejó valores muy por debajo de la normativa de vertido y reuso de aguas residuales correspondiente a beneficios de café.
- 3 Si el sistema de recirculación y el consumo de agua por fanega no se mejora, el personal del beneficio, debe tener el criterio para cerrar después de un cierto tiempo (aproximadamente una hora de finalizada la chancada)

la compuerta colocada en la pila de distribución, desviando con ello esas aguas de enjuague del equipo directamente hacia el río.

4. Es mucho más difícil mantener la temperatura óptima dentro de los reactores, por lo que es recomendable que un volumen pequeño del agua caliente que se produce por el intercambiador de calor en el generador, sea enviado directamente al tanque de mezcla.
5. El tanque dosificador de cal debe colocarse sobre el sedimentador, y no a la entrada de la bolsa de almacenamiento, con el fin de que el exceso de las bacterias sean recogidos y enviados a la laguna, evitando que la bolsa quede llena de sedimento.
6. La tubería del escape de alivio en el tanque regulador de flujo, que envía el agua del afluyente directamente al río, debe desviarse al tamiz circular más cercano de dicho tanque, con el propósito de que el agua vuelva nuevamente por la tubería del tamiz al sedimentador para su posterior tratamiento.
7. Una vez finalizada la cosecha, se deben resolver aquellas situaciones que representaron un inconveniente en la operación del reactor anaerobio. Además, es conveniente desde dos meses antes del inicio de la siguiente cosecha, realizar las supervisiones necesarias de todo el equipo que conforma el sistema de tratamiento final de las aguas.
8. Es importante que el monitoreo del reactor anaerobio continúe en las próximas cosechas, y que se analicen y discutan los comportamientos presentados, para poderlos comparar con los obtenidos en cosechas anteriores, llevando una bitácora de aquellas situaciones que representaron en un momento dado, algún problema en el manejo operativo del sistema.
9. Es recomendable adquirir el equipo que mide la composición del biogás que se genera en el proceso de descomposición del reactor, con el propósito de determinar la cantidad neta de metano que puede ser aprovechada, así como su variación a lo largo de la cosecha.
10. Aunque el equipo de laboratorio del beneficio no posea los instrumentos adecuados para la determinación de la demanda biológica de oxígeno, es

importante que en futuras cosechas se envíen muestras a un laboratorio acreditado al menos una vez por semana, con el fin de sacar una relación entre el DQO y la DBO<sub>5</sub> para ver si con la determinación de la primera puedo obtener la segunda.

11. Realizar un manual de procedimientos básicos para la operación y el mantenimiento del sistema de tratamiento de aguas residuales, así como un plan de emergencia en caso de cualquier contingencia. Lo anterior debe realizarse en un lenguaje sencillo y claro para que los operarios lo puedan aplicar en todo momento.
12. Se debe contar de antemano con un manejo adecuado de los lodos generados en el proceso de la planta de tratamiento de aguas residuales.
13. La utilización de algún sistema para medir el caudal del agua de río a utilizar durante el proceso de beneficiado, permitirá una medición más sencilla y directa del consumo de agua por fanega en cualquier época de la cosecha.
14. Se debe obtener otra fuente alterna de almacenamiento para el biogás, con el propósito de que durante la hora pico el generador opere con la suficiente cantidad y presión necesaria durante dicho lapso de tiempo.
15. Es importante que la Escuela de Ingeniería Agrícola implemente algún curso sobre el manejo de los desechos tanto líquidos como sólidos que puedan ser generados en las agroindustrias.

## BIBLIOGRAFIA

- ARIAS, A; SOLIS A. 1991. Sistema de tratamiento anaeróbico para aguas residuales del beneficio de café. Práctica Profesional Dirigida. San José, C.R., Universidad de Costa Rica, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Civil.
- ATF Consultores. 1996. Memoria de cálculo y manual de operación. Sistema de tratamiento primario y secundario de aguas mieles. San José, Costa Rica.
- BTG, ICAFE. 1995. Tratamiento anaeróbico de aguas residuales del café, arranque y monitoreo. San José, Costa Rica.
- BTG, AMANCO. 1998. Planta de tratamiento aguas residuales del café. Reactor anaerobio de flujo ascendente. Manual para el usuario. San José, Costa Rica.
- CAPRE-GTZ y OTROS. 1997. Evaluación del sistema de tratamiento de aguas residuales en seis plantas. San José, Costa Rica.
- CORPORACION AUTONOMA REGIONAL DEL CAUCA. 1993. Tratamiento de aguas residuales procedentes del beneficiado del café mediante reactores anaerobios de flujo ascendente. Colombia.
- DE LOYA, A. 1998. Entrevista.
- FROSTELL, B. 1978. Influence of media properties on the loading capacity of anaerobic filters. Report. Swedish water and air pollut. 22 p .
- HASBUM, H. 1994. Evaluación de un reactor anaerobio de flujo ascendente y manto de lodos en un beneficio de café. Práctica Profesional Dirigida. San José, C.R., Universidad de Costa Rica, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Civil.
- HERNANDEZ, S. 1993. Evaluación de un reactor anaerobio de flujo ascendente para el tratamiento de las aguas residuales de café. Práctica Profesional Dirigida. San José, C.R., Universidad de Costa Rica, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Civil. 17-21 Pp.
- ICAFE – BTG. 1997. Planta de tratamiento anaerobio de aguas residuales del café, Beneficio San Juanillo. Resultados de monitoreo, cosecha 1996-97. Naranjo, Costa Rica.

- MAIRENA, E. 1997. Análisis de la maquinaria y secuencia de operaciones empleada para la preparación de café oro en un beneficio a gran escala en Costa Rica. Tesis. San José, C.R., Universidad de Costa Rica, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Agrícola.
- MASSA, M. 1988. Tratamiento biológico de las aguas residuales. Lagunas de estabilización. Ministerio de Agricultura Pesca y Alimentación. Madrid, España. 10/88 7,8,14 Pp.
- MEIER, E. 1991. Estudio sobre la depuración de las aguas residuales de los beneficios en Costa Rica. San José, Costa Rica.
- ROSALES, E. 1997. Lagunas y otras tecnologías para el tratamiento de aguas saliendo de una granja porcina. MAG, ITCR. San José, Costa Rica 10,12,18 Pp.
- SOLARES, C. 1959. Lagunas de oxidación. Práctica Profesional Dirigida. San Carlos, Guatemala, Universidad de San Carlos, Facultad de Ingeniería, Escuela de Ingeniería Civil. 10,12 Pp.
- VAN DEN BERG, L; LENTZ, C. 1979. Comparison between up an downflow anaerobic fixed film reactors of varying surface to volume ratios for the treatment of bean blanching waste. Purdue University. 336,354 Pp.
- VAZQUEZ, R. 1996. Descontaminación de las aguas residuales del beneficiado de café en Costa Rica. CICAFFE. San José, Costa Rica. 4-5, 14-23 Pp.
- WASSER, R. 1990. Tratamiento anaeróbico de aguas residuales. Centro Nacional del Café. Managua, Nicaragua. 1-2, 9-10 Pp.
- WASSER, R. 1991. Experiencias sobre el tratamiento anaerobio de las aguas residuales del café en Matagalpa. Matagalpa, Nicaragua.
- ZEEAW, W. 1984. Capacity of anaerobic reactors. Tesis PhD. Agricultural University, Wageningen.
- ZULUAGA, J. 1992. Biodigestión anaeróbica de las aguas residuales del proceso de beneficio húmedo del café. Revista Agronomía, Vol (5), No. 2-3. Universidad de Caldas, Colombia. 139-150 Pp.