

Instituto Tecnológico de Costa Rica

Ingeniería Ambiental



Corporación PIPASA

“Evaluación de un sistema de digestión anaerobia para la estabilización de los lodos provenientes de las aguas residuales, Corporación PIPASA, San Rafael de Alajuela”

Trabajo Final de Graduación para optar por el título de Ingeniero Ambiental con el grado académico de Licenciatura

Gustavo Adolfo Cubero Madriz

Cartago, agosto 2011

“Evaluación de un sistema de digestión anaerobia para la estabilización de los lodos provenientes de las aguas residuales, Corporación PIPASA, San Rafael de Alajuela”.

Informe presentado a la Escuela de Química
del Instituto Tecnológico de Costa Rica como requisito parcial
para optar al título de Ingeniero ambiental con el grado en Licenciatura

Miembros del Tribunal

Ing. Macario Pino Gómez

Director de Proyecto

Ing. Gilberto Rodríguez Castro

Lector 1

M.Sc Ana Lorena Arias Zúñiga

Lector 2

DEDICATORIA

A mi Padre, por todo su apoyo en esta parte de mi vida

A mi Madre, por inculcarme el amor por el ambiente

A mis hermanas, por darme su mano

A mis sobrinas, que las amo

AGRADECIMIENTOS

Quisiera agradecer a todo el personal de la Escuela de Química del Instituto Tecnológico de Costa Rica, quienes tuvieron la visión y tesón para lograr crear la carrera de Ingeniería Ambiental. A los profesores y profesoras, que de uno u otro modo colaboraron en el camino con valiosas observaciones. Al profesor Macario Pino Gómez, mi director de proyecto, quien siempre fue paciente y atento.

Al personal del CEQUIATEC, en especial a Marco, Bernardo, Gilberto y Alejandro, quienes me prestaron su colaboración en todo momento.

Al personal de CORPORACIÓN PIPASA, Gilberto y Wagner, quienes han apoyado esta idea. A los operadores de la planta de tratamiento, quienes siempre me prestaron su colaboración.

INDICE

INDICE DE FIGURAS	viii
INDICE DE TABLAS	ix
RESUMEN	xi
ABSTRACT	xii
1. INTRODUCCIÓN	1
1.1 Objetivo general	3
1.2 Objetivos específicos	3
2. SITUACIÓN ACTUAL.....	4
2.1 Planta Industrial Procesadora de Aves San Rafael.....	6
2.1.1 Área de matanza	6
2.1.2 Área de eviscerado.....	9
2.1.3 Área de corte y empaque	10
2.1.4 Área de rendering.....	10
2.2 Sistema de Tratamiento de Aguas Residuales	12
2.3 Situación del manejo de lodos residuales	16
2.3.1 Tratamiento de los lodos primarios.....	17
2.3.2 Costos del manejo de lodos primarios.....	21
3. DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	23
3.1 Productos finales de la digestión anaerobia.....	23
3.1.1 Biogás.....	23
3.1.2 Efluente	24
3.2 Microbiología del proceso	25
3.3 Parámetros del proceso de digestión anaerobia	28
3.3.1 Temperatura	28
3.3.2 Contenido de nutrientes.....	30
3.3.3 Agitación.....	30
3.3.4 Potencial de hidrógeno (pH) y alcalinidad	31
3.3.5 Toxicidad y compuestos inhibitorios	32
3.4 Análisis cualitativo del proceso de digestión anaerobio	37

4.	DISEÑO DE DIGESTORES ANEROBIOS.....	38
4.1	Dimensionamiento de digestores anaerobios	39
4.2	Mezclado de digestores	41
4.3	Producción y recolección del gas.....	44
4.4	Arranque de digestores anaerobios	46
4.4.1	Actividad metabólica.....	46
4.4.2	Carga orgánica durante el arranque.....	47
4.4.3	Parámetros de seguimiento.....	48
4.5	Reuso o disposición de lodos anaerobios.....	49
5.	ENSAYOS DE ACTIVIDAD METABÓLICA ANAEROBIA.....	50
5.1	Caracterización preliminar de lodos primarios	50
5.2	Métodos analíticos	52
5.3	Cuantificación de actividad metanogénica	55
5.3.1	Ensayo experimental N° 1	56
5.4	Ensayo experimental N° 2.....	59
5.5	Resultados y discusión.....	62
5.5.1	Ensayo experimental N° 1	63
5.5.2	Ensayo experimental N° 2	71
6.	SISTEMA DE TRATAMIENTO PROPUESTO	77
6.1.1	Tanque de digestión	78
6.1.2	Cobertura del tanque de digestión.....	79
6.1.3	Sistema de quemado de biogás	81
6.1.4	Sistema de mezcla de lodos.....	82
6.1.5	Obras conexas.....	83
6.2	Arranque y operación del sistema de digestión.....	85
6.3	Costos de instalación y operación.....	87
7.	EVALUACIÓN FINAL.....	89
7.1	Disposición de lodos	89
7.2	Utilización de químicos.....	90
7.3	Generación de biogás	91
7.4	Evaluación financiera	92

7.5 Conclusiones y recomendaciones.....	93
BIBLIOGRAFÍA	95
ANEXOS	98
ANEXO 1: MEMORIA DE CÁLCULO DEL TANQUE DE DIGESTIÓN	99
ANEXO 2: DETALLE DEL SISTEMA DE FIJACIÓN DE LA GEOMEMBRANA ..	107
ANEXO 3: DETALLE DEL SISTEMA DE RECIRCULACION DE LODOS	109
ANEXO 4: CÁLCULO DE PÉRDIDAS EN TUBERÍAS.....	111
ANEXO 5: EQUIPO DE BOMBEO DEL SISTEMA DE RECIRCULACION DE LODOS.....	117
ANEXO 6. COTIZACIONES.....	119

INDICE DE FIGURAS

Figura 2-1. Cadena productiva del procesamiento de aves.	4
Figura 2-2. Diagrama de procesos del área de matanza.	8
Figura 2-3. Diagrama de proceso del área de eviscerado.....	9
Figura 2-4. Diagrama de flujo del área de rendering.	11
Figura 2-5. Diagrama general del proceso de tratamiento de aguas residuales. ...	13
Figura 2-6. Diagrama general del tratamiento de aguas residuales y lodos.....	22
Figura 3-1. Reacciones químicas involucradas en la formación de metano.....	26
Figura 3-2. Representación del flujo de carbono en la digestión anaerobia.....	27
Figura 3-3. Tasa de crecimiento de los microorganismos metanogénicos.....	28
Figura 4-1. Configuración de un digestor anaerobio de baja carga (Metcalf ad Eddy, 2003).	38
Figura 4-2. Configuración de un digestor anaerobio de alta carga (Metcalf ad Eddy, 2003).	39
Figura 5-1. Configuración utilizada para los ensayos de actividad metanogénica.	55
Figura 5-2. Efecto de la concentración del inóculo en la producción de metano...	66
Figura 5-3. Efecto de la adición de nutrientes en la producción de metano.	68
Figura 5-4. Efecto de la adición de NaOH en la producción de metano.	70
Figura 5-5. Producción de metano para los reactores de control.	70
Figura 5-6. Grupos ionizables presentes en los aminoácidos	73
Figura 5-7. Producción de acumulada de metano en el ensayo experimental N°2.	75
Figura 6-1. Tanque en desuso a utilizar para el proceso de digestión.	78
Figura 6-2. Cobertura del tanque de digestión.	79
Figura 6-3. Ejemplo de cobertura instalada por AMANCO en una laguna anaerobia (geomembrana de LDPE).....	80
Figura 6-4. Diagrama de flujo del sistema de digestión anaerobia propuesto.	84

INDICE DE TABLAS

Tabla 2-1. Caudal de aguas residuales generado en las plantas de producción. .	12
Tabla 2-2. Lodos procedentes del sistema de tratamiento de aguas residuales...	16
Tabla 2-3. Costos directos del sistema de tratamiento de lodos primarios ^(a) .	21
Tabla 3-1. Composición del biogás en función del sustrato (Coombs, 1990).....	24
Tabla 3-2. Cantidades de biogás requeridas para aplicaciones específicas (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996)	24
Tabla 3-3. Contenido de nutrientes en el afluente (Henze, 1995).	30
Tabla 3-4. Concentraciones inhibitorias de amonio reportadas (Campos, 2001)..	34
Tabla 3-5. Concentraciones de metales pesados inhibitorias (Hayes & Theis, 1978).....	36
Tabla 3-6. Concentraciones inhibitorias de los principales cationes metálicos (Kugelman & Chin, 1971).	36
Tabla 4-1. Tiempos de retención celular (θ_c) recomendados para el diseño de digestores de mezcla completa (Metcalf ad Eddy, 2003).	39
Tabla 4-2. Efecto de la concentración de sólidos y tiempo de retención hidráulico en la carga volumétrica de sólidos volátiles ^a (Water Enviroment Federation; American Society of Civil Engineerings, 1998).....	40
Tabla 4-3. Parámetros de diseño típicos de los sistemas de mezclado de digestores anaerobios, (Metcalf ad Eddy, 2003).	41
Tabla 4-4. Resumen de ventajas e inconvenientes de los diferente sistemas de mezclado de digestores anaerobios, (Metcalf ad Eddy, 2003).	43
Tabla 4-5. Características de diversos tipos de lodos anaerobios.	47
Tabla 5-1. Características del lodo primario e inóculo.....	57
Tabla 5-2. Ensayos de actividad metanogénica realizados.....	58
Tabla 5-3. Características del lodo primario e inóculo.....	61
Tabla 5-4. Ensayos de actividad metanogénica realizados.....	61
Tabla 5-5. Parámetros físico-químicos del lodo primario.	62
Tabla 5-6. Producción de metano y actividad metanogénica máxima.....	66
Tabla 5-7. Concentraciones de nitrógeno y fósforo en el lodo primario.	71

Tabla 5-8. Relación de alcalinidad para el lodo primario e inóculo.....	72
Tabla 5-9. pH y alcalinidad del lodo primario al adicionar 250 ml de NaOH 0.6 N.	72
Tabla 5-10. Actividad metanogénica específica y volumen acumulado de metano.	74
Tabla 6-1. Parámetros de operación del sistema de digestión anaerobio.....	77
Tabla 6-2. Parámetros de operación del sistema de quemado de biogás.....	81
Tabla 6-3. Aplicación de reactivos químicos durante la operación del sistema de digestión.....	86
Tabla 6-4. Parámetros de seguimiento durante el arranque del sistema de digestión.....	86
Tabla 6-5. Parámetros de seguimiento en la operación del sistema de digestión.	87
Tabla 6-6. Costos de operación del sistema de digestión propuesto.	87
Tabla 6-7. Costos asociados a la instalación del sistema de tratamiento.	88
Tabla 7-1. Flujo de fondos para el proyecto en la situación actual.....	92

RESUMEN

Corporación PIPASA en sus plantas de procesamiento ubicadas en San Rafael de Alajuela dispone mensualmente 330 toneladas de lodos primarios estabilizados procedentes del sistema de tratamiento de aguas residuales. Actualmente, se aplica un tratamiento de estabilización química con cal, deshidratación y posterior disposición en rellenos sanitarios. Esto conlleva costos mensuales de alrededor de ₡5 000 000.00 por concepto de transporte y disposición y ₡5 000 000.00 por utilización de cal.

Se evaluó la actividad metanogénica de 3 poblaciones distintas de microorganismos anaeróbicos utilizando como sustrato los lodos primarios. Además, se determinó el contenido de nutrientes y el nivel de nitrógeno amoniacal en el lodo como principal inhibidor del proceso. Por último, se realizó una propuesta de un digestor anaerobio de mezcla completa para su implementación.

Las 3 poblaciones de microorganismo fueron capaces de asimilar el lodo primario como sustrato, obteniendo una actividad metanogénica máxima de 0.10 kg DQO/kg SV·d. Además, se determinó que el lodo dispone de cantidades suficientes de nitrógeno y fósforo como nutrientes mayoritarios; y el nivel de nitrógeno amoniacal (<1000 mg/l) en el lodo no es inhibitorio para el proceso.

El sistema propuesto requiere de una inversión inicial de ₡22 777 700.00 para su implementación y puesta en marcha. Por otro lado, la reducción en la utilización de químicos, transporte y disposición genera un ahorro potencial anual de ₡20 000 000.00. El valor actual neto calculado para el proyecto con una renta del 30% es de ₡661 563.77 y con una tasa interna de retorno de 211%.

ABSTRACT

PIPASA Corporation processing plants located in San Rafael de Alajuela, generate 330 tons a month of stabilized primary sludge from wastewater treatment system. Currently the company applies a chemical treatment with lime stabilization, dehydration and subsequent landfill disposal. This treatment involves monthly fees of about ₡5 000 000.00 for transportation and disposal plus ₡5 000 000.00 for lime consumption.

The methanogenic activity of 3 different populations of anaerobic microorganisms was evaluated using the primary sludge as substrate. In addition, determination of the nutrient content and ammonia nitrogen level as the main process inhibitor. Finally, a proposal for a complete mixture anaerobic digester is presented for implementation.

The three different microorganisms populations used were able to assimilate the sludge substrate, where the maximum methanogenic activity value found was 0.10 kg COD/kg VS•d. Furthermore, the sludge showed nitrogen and phosphorus contents reaching levels as major nutrients and the ammonia level in the sludge is low (<1000mg/l) to become inhibitory to the process.

The proposed system requires an initial investment of ₡22 777 700.00 for implementation. On the other hand, the reduction in the use of chemicals, transportation and disposal has annual potential savings of ₡20 000 000.00. The net present value calculated for the project with an income of 30% is ₡661 563.77 and an internal rate of return of 211%.

1. INTRODUCCIÓN

Existe una amplia gama de industrias que en su proceso de producción generan aguas contaminadas; y es obligación de las mismas desarrollar sistemas de tratamiento para sus aguas residuales, de modo que los vertidos cumplan con los niveles permitidos, reduciendo el impacto ambiental generado sobre el recurso hídrico y el ambiente.

Sin embargo, el agua residual de vertido no es el único producto que se desprende de la operación de los sistemas de tratamiento; sino, que existe una serie de desechos, no necesariamente líquidos, que de no ser tratados adecuadamente pueden generar focos de contaminación aún mayores e incluso, generar gastos operacionales sumamente elevados. Dentro de estos podemos mencionar, gases y desechos sólidos tales como material de las cribas, arenas, grasas y lodos residuales.

Los lodos corresponden al desecho de mayor volumen, su tratamiento y disposición es uno de los mayores problemas que se afronta durante el diseño de los sistemas de tratamiento de agua residual (Metcalf ad Eddy, 2003). En comparación con un agua residual típica; con una demanda química de oxígeno en el orden de miligramos por litro, el potencial de contaminación de los lodos es aún mayor, teniendo valores en el orden gramos por litro (Umaña, 1985).

Corporación PIPASA, en sus plantas de producción ubicadas en San Rafael de Alajuela, genera diariamente 40 m³ de lodos primarios residuales procedentes de la planta de tratamiento de aguas residuales. La empresa se encuentra aplicando un sistema de estabilización química, prensado y posterior disposición en rellenos sanitarios, ante lo cual se generan dificultades operativas y costos de operación elevados.

Ante esta situación, surge la necesidad de evaluar e implementar alternativas que permitan reducir el potencial de contaminación de estos; y a la vez, logren disminuir la carga económica que los lodos generaran el sistema de tratamiento.

Los procesos anaerobios son sumamente ventajosos para el tratamiento de desechos orgánicos con valores de DBO elevados, entre 1000 y 50.000 mg/l (Umaña, 1985). La digestión anaerobia presenta varias ventajas comparado con otros métodos de tratamiento, ya que mediante este proceso se logra obtener un producto estabilizado, una reducción neta del volumen de lodos y el biogás generado puede ser aprovechado para la cogeneración eléctrica.

En países industrializados se operan sistemas anaerobios utilizando desechos orgánicos con concentraciones de DBO entre 500-300 000 mg/l y contenidos de grasas y aceites que rondan los 100 a 50 000 mg/l (Handling high strength liquids: anaerobic digester services industrial generators, 2006). En países europeos; desde hace 35 años, se han venido desarrollando con éxito sistemas de tratamiento anaerobios para la estabilización de residuos procedentes de la industria alimentaria y desechos municipales (Nichols, 2004).

En el siguiente trabajo se realizó una evaluación a nivel de laboratorio de inóculos bacterianos anaerobios utilizando como sustrato los lodos primarios generados por la planta de tratamiento de aguas residuales. De tal manera, que se determinara una posible inhibición de los procesos anaeróbicos por el sustrato utilizado. Además, se expone el diseño de un digestor anaerobio orientado a tratar los lodos y se realiza una evaluación de los resultados que se obtendrían con la implementación de sistema propuesto.

1.1 **Objetivo general**

- Evaluar la digestión anaerobia para la estabilización de los lodos primarios generados por la Planta Procesadora de Aves San Rafael y Planta de Proceso Posterior KIMBY.

1.2 **Objetivos específicos**

- Evaluar la actividad de un proceso anaerobio aplicando como sustrato lodos primarios.
- Diseñar un sistema de tratamiento anaerobio de bajo costo para los lodos primarios.
- Realizar el análisis costo-beneficio de la digestión como alternativa para el tratamiento de los lodos.

2. SITUACIÓN ACTUAL

Corporación PIPASA es una empresa costarricense líder en la producción y comercialización de alimentos para el consumo de la población, elaborados a partir de carnes de res, cerdo, pollo y pavo, para ser distribuidos a través de sus diferentes marcas comerciales. Además, constituye un consolidado grupo empresarial con una amplia trayectoria en la producción y comercialización de alimentos, reconocido internacionalmente por sus altos estándares de calidad y por su firme compromiso con el desarrollo y bienestar de sus consumidores.

La comercialización de productos para consumo humano de origen avícola se mantiene como una de las principales actividades de Corporación PIPASA, desarrollando todas las fases de la cadena productiva.

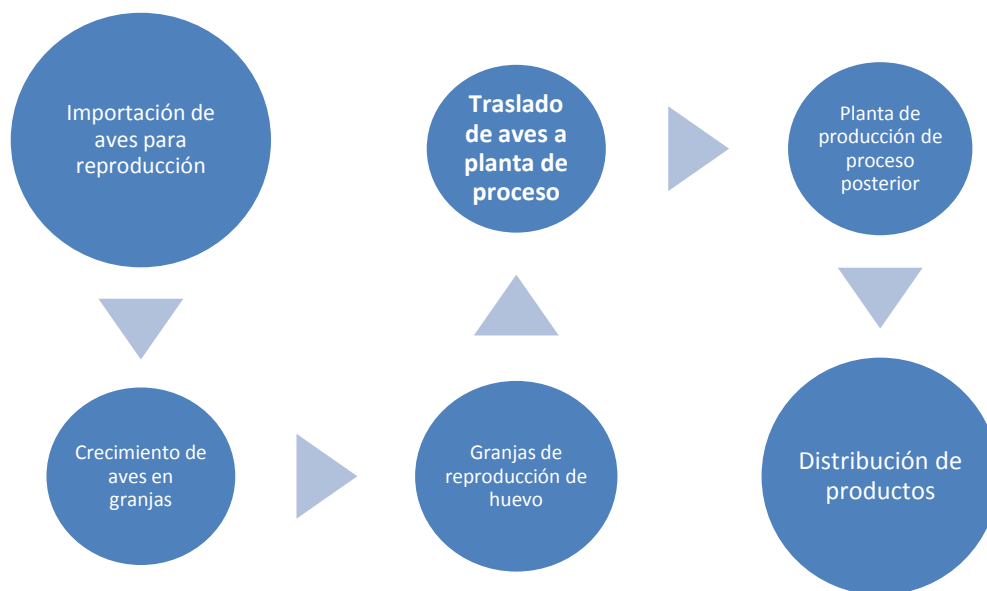


Figura 2-1. Cadena productiva del procesamiento de aves.

Para el desarrollo del ciclo productivo, Corporación PIPASA cuenta con instalaciones distribuidas a nivel nacional, dedicadas a tareas de reproducción, crianza, procesamiento, distribución y comercialización.

Cada una de las fases de la cadena productiva genera aspectos ambientales, los cuales deben recibir una atención adecuada para evitar, reducir y/o mitigar su posible impacto ambiental. El control de los aspectos ambientales en las plantas de procesamiento es vital para Corporación PIPASA, ya que en estas se consumen altas cantidades de agua y se genera una diversidad de residuos líquidos, sólidos y gaseosos.

Con respecto a sus plantas de producción, la empresa cuenta con un complejo industrial ubicado en San Rafael de Alajuela, donde se ubican las principales plantas de procesamiento de aves y proceso posterior. Estas son:

- Planta Industrial Procesadora de Aves San Rafael.
- Planta de Proceso Posterior Kimby
- Planta de Procesamiento de Productos Cárnicos.

La Planta de Proceso San Rafael produce más del 90% de las aguas residuales generadas por el complejo industrial, debido a ello, se presenta una descripción general del proceso productivo enfocada a identificar los sitios donde se generan aguas residuales y desechos sólidos.

2.1 **Planta Industrial Procesadora de Aves San Rafael**

La Planta Industrial Procesadora de Aves San Rafael se localiza en la comunidad de San Rafael de Alajuela y corresponde a la principal planta de procesamiento de aves de la empresa. Cuenta con una instalación de 3000 m² y mantiene un total de 705 colaboradores, lo que le permite procesar un total de 120 mil aves diarias. Actualmente se encuentra trabajando en el rango de los 90 mil a 100 mil pollos diarios, convirtiéndola en la mayor planta procesadora del país.

Una vez que el ave ha finalizado el periodo de crecimiento en las granjas es transportado a la planta de procesamiento, donde inicia una cadena de procesos con el fin de obtener el producto final, carnes blancas de pollo, gallina y pavo aptas para el consumo en sus diferentes presentaciones, para luego ser distribuidas en el mercado nacional e internacional.

El proceso general de la Planta Procesadora de Aves San Rafael es subdividido en tres secciones principales: área de matanza, eviscerado y corte-empaque. Además, se desarrollan otros procesos alternos; tales como rendering, limpieza y mantenimiento, que apoyan la cadena productiva principal.

2.1.1 ***Área de matanza***

El pollo denominado en general como canal, ingresa al andén de recepción de la planta, transportado en jabas desde las distintas granjas de crecimiento. La canal es sacada de la jabas y colgada de forma manual en la línea de matanza, la cual se encarga de conducirla por todo el proceso. Aquí las jabas son lavadas y devueltas a los camiones para ser reutilizadas en el transporte de nuevas aves.



Fotografía 2-1. Andén de recepción de pollo en pie.

La canal es degollada y entra en un túnel de desangrado, en éste la sangre es recogida y utilizada para la elaboración de harina proteica en el área de rendering.

Una vez que la canal ha sido desangrada por completo ingresa a las escaldadoras. Aquí se acumula gran cantidad de sólidos, grasa y suciedad proveniente de las canales, por lo que la descarga del agua sucia contiene una alta carga orgánica.

En las máquinas desplumadoras, mediante dedos de hule mecánicos y agua a presión se remueven las plumas de las aves. Varias llaves de agua a presión se encargan de eliminar residuos de pluma, sangre u otros que permanezcan aún en la canal. Las plumas y demás residuos son separadas del agua residual mediante filtros de tambor rotatorios y llevados al área de rendering para la elaboración de harina proteica.

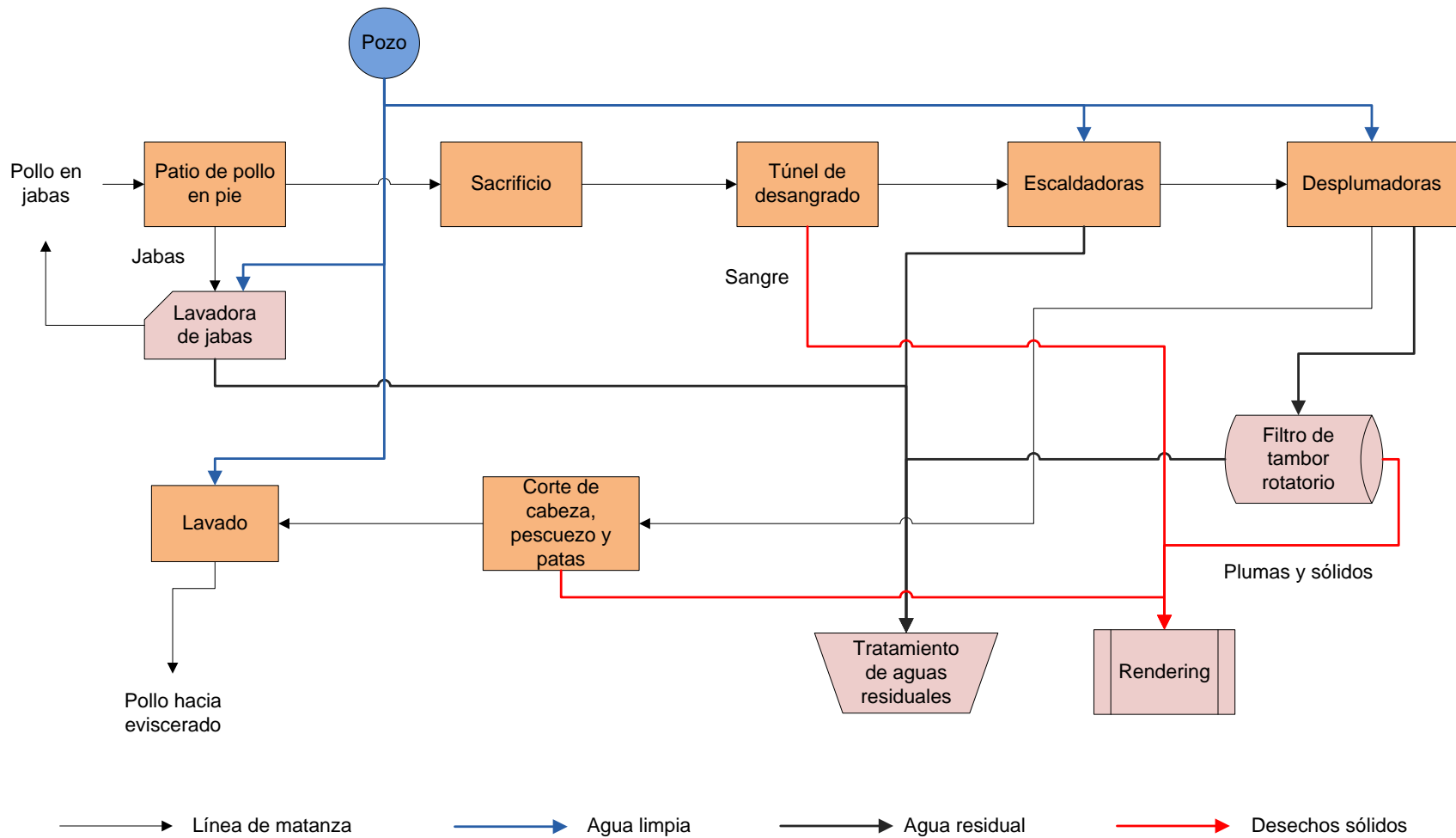


Figura 2-2. Diagrama de procesos del área de matanza.

2.1.2 Área de eviscerado

Las canales provenientes del área de matanza son colgadas en la línea de evisceración. Máquinas evisceradoras automáticas y procesos manuales remueven todos los órganos internos de la canal. Este proceso requiere de agua para realizarse, por lo que el agua es contaminada con los desechos de vísceras. El agua residual ingresa a un filtro de tambor rotatorio para separar las vísceras, una vez separadas son envidadas al área de rendering.

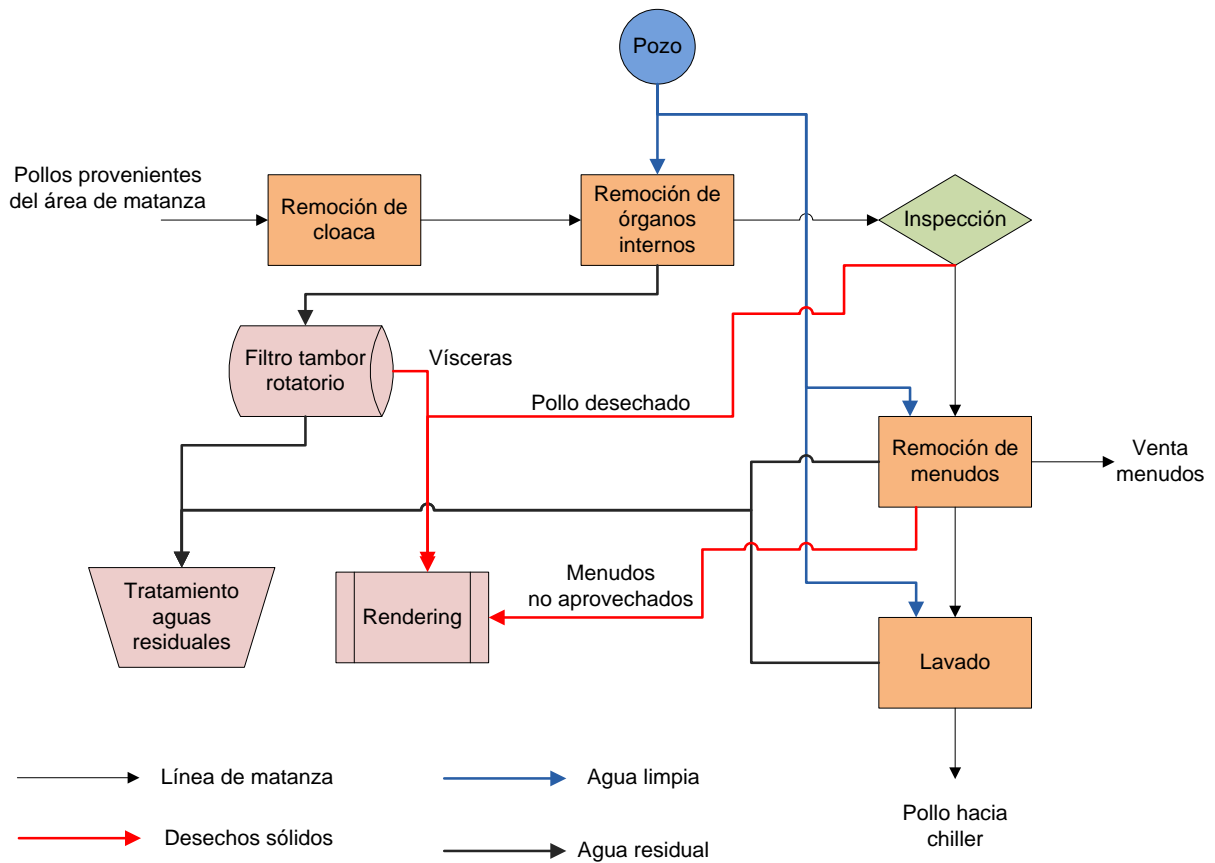


Figura 2-3. Diagrama de proceso del área de eviscerado.

2.1.3 *Área de corte y empaque*

Las canales limpias provenientes del área de eviscerado son introducidas en un tanque de enfriamiento conocido como chiller. En este, las canales permanecen en contacto con agua fría y solución desinfectante un tiempo de retención hasta alcanzar una temperatura de 4,4 °C. Operarios del área se encargan de retirarlas del chiller y colgarlas en la línea del área de corte. Personal y máquinas especializadas se encargan de realizar los cortes según las necesidades de los clientes.

2.1.4 *Área de rendering*

El área de rendering realiza una labor vital en el manejo de los desechos sólidos del proceso productivo de la planta. En este sector las aguas residuales cargadas de plumas y vísceras, pasan por dos filtros de tambor rotatorios para separar los sólidos. Una vez separados, tornillos sin fin descargan los sólidos dentro de los tanques de bombeo para ser enviados en las cocinas o “cookers”.



Fotografía 2-2. Filtros de tambor rotatorios para separación de plumas.

En el interior de las cocinas; las plumas, vísceras, sangre y otros residuos no aprovechables, son sometidos a vapor caliente y altas presiones hasta convertirlos en una harina aceitosa homogénea. Se separa el aceite de la harina, obteniéndose harina proteica y aceite. Estos son almacenados y llevados a la planta de producción de alimento animal de Corporación PIPASA para elaboración alimento animal.

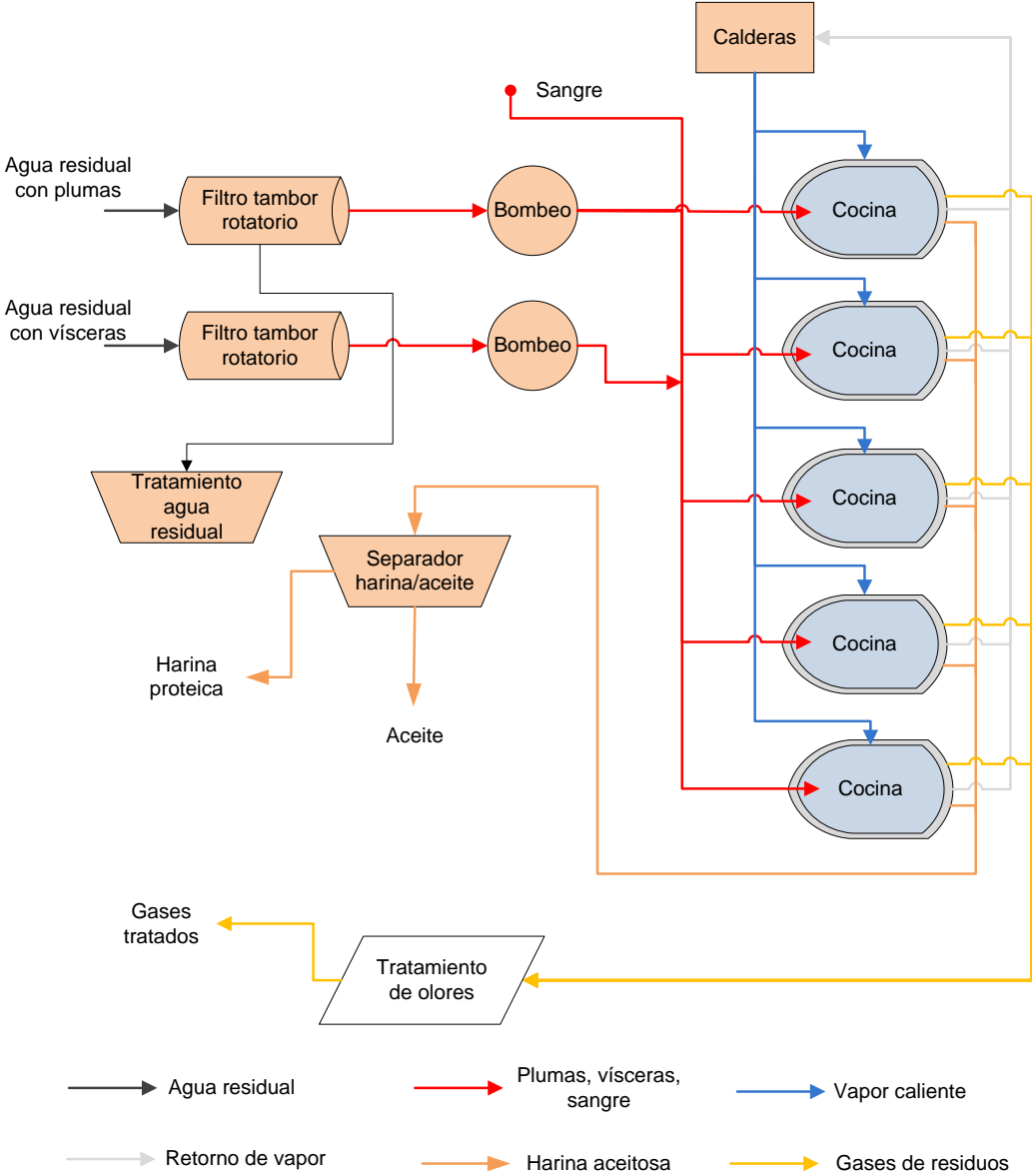


Figura 2-4. Diagrama de flujo del área de rendering.

2.2 Sistema de Tratamiento de Aguas Residuales

El sistema de tratamiento recibe aguas residuales producto de las actividades de la Planta Procesadora de Aves San Rafael, Planta de Procesamiento Posterior Kimby y Planta de Procesamiento Cárnicos.

Tabla 2-1. Caudal de aguas residuales generado en las plantas de producción.

Planta de Proceso	Caudal (m ³ /día)	Porcentaje (%)
San Rafael	2300	91
Kimby	200	8
Cárnicos	15	1
Total	2515	100

Fuente: Departamento de Gestión Ambiental, Corporación PIPASA.

En la Figura 2-5 se muestra el diagrama general del sistema de tratamiento de aguas residuales existente. El proceso conlleva operaciones de cribado, separaciones sólido-líquido, reacciones biológicas y sedimentación.

Las aguas residuales provenientes de la Planta de Proceso San Rafael se separan de las plumas y vísceras e ingresan a dos filtros tamiz en serie donde se remueven sólidos con tamaños mayores a 0.1 mm. Los sólidos son recogidos y utilizados en el área de rendering para la elaboración de harina proteica.

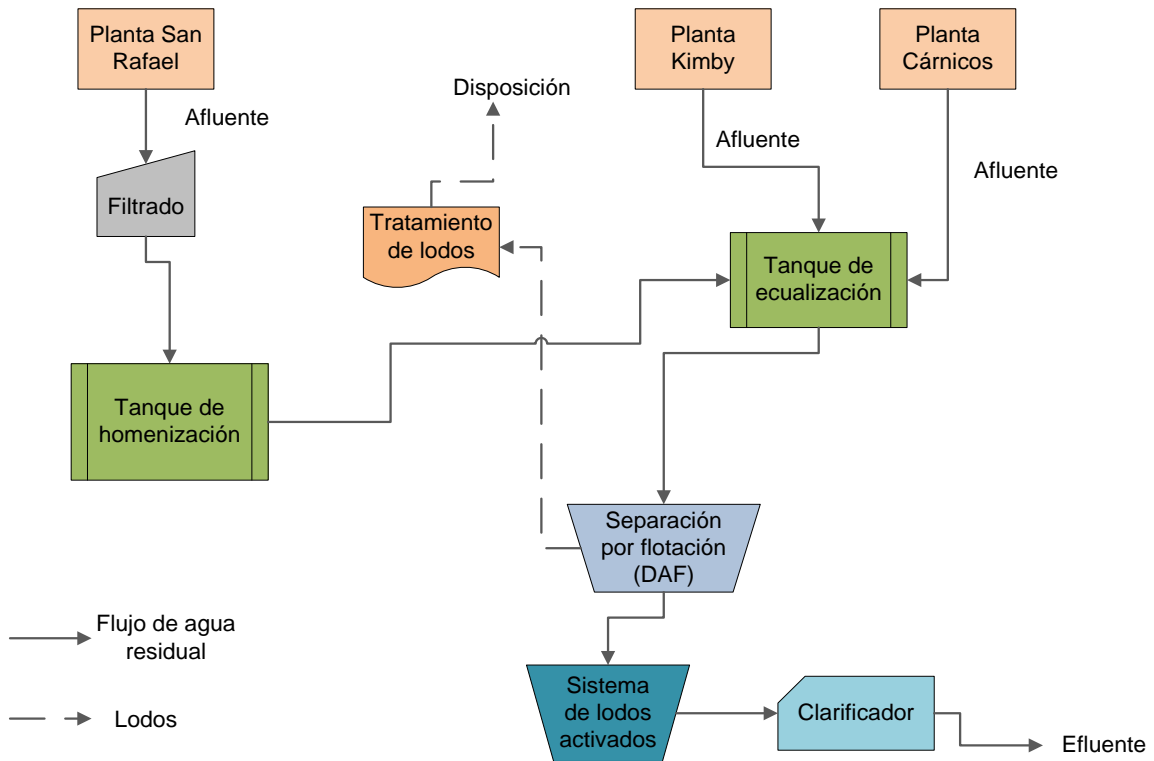


Figura 2-5. Diagrama general del proceso de tratamiento de aguas residuales.



Fotografía 2-3. Sistema de filtros tamiz en serie.

El efluente es bombeado al tanque de ecualización donde se mezcla junto con el agua residual cruda de planta Kimby y Cárnicos, el tanque se mantiene en mezcla por aireación para evitar la formación de olores.

Una bomba envía el agua residual mezclada hacia dos sistemas de flotación por aire disuelto (FAD). En estos sistemas se agrega coagulante y floculante para mejorar la eficiencia del sistema. Los lodos generados o lodos primarios, son recolectados en un tanque de captación para su posterior tratamiento.



Fotografía 2-4. Tanque de ecualización de aguas residuales.



Fotografía 2-5. Sistemas de flotación por aire disuelto.

El agua es trasladada al sistema de lodos activados. En el tanque de aireación se remueve la carga contaminante por la acción de bacterias aeróbicas, dando la formación de agua, dióxido de carbono y biomasa celular.



Fotografía 2-6. Reactor de lodos activados y clarificador circular.

El agua cumple un periodo de retención hidráulica en el tanque, posterior al cual ingresa al tanque de sedimentación donde se remueve la biomasa que permanece en suspensión. Parte del lodo removido en el sedimentador es recirculado al tanque los lodos activados y otra es purgada hacia el tanque de ecualización.

2.3 Situación del manejo de lodos residuales

Producto de las operaciones de tratamiento del agua residual se producen 3 tipos de lodos: Sólidos tamizados, lodos primarios y lodos secundarios. En el siguiente cuadro se definen las cantidades de lodos y su procedencia.

Tabla 2-2. Lodos procedentes del sistema de tratamiento de aguas residuales.

Tipo de lodo	Cantidad (m ³ /día)	Procedencia	Destino final
Sólidos mayores a 0.1 mm	ND	Filtros tamiz	Elaboración de harina proteica (Rendering)
Lodo primario	40	Sistemas FAD	Relleno sanitario
Lodos secundarios	1	Sedimentador	Relleno sanitario

Fuente: Departamento de Gestión Ambiental, Corporación PIPASA.

Los sólidos provenientes de los filtros tamiz son reutilizados en el área de rendering para la elaboración de harina proteica, por lo que estos lodos están recibiendo un valor agregado y no representan una problemática técnica, económica o ambiental.

Los lodos secundarios o de purga, en su mayoría son recirculados hacia el tanque de lodos activados; otra parte es purgada y tratada junto con los lodos primarios.

El manejo de los lodos primarios representa un problema serio para la empresa, ya que son muy susceptibles a descomposición. Los lodos generan fuertes olores y funcionan como una atracción para moscas y demás vectores de enfermedades.



Fotografía 2-7. Lodos primarios acumulados en el sistema de flotación.

2.3.1 *Tratamiento de los lodos primarios*

El tratamiento de los lodos primarios involucra tres procesos principales: estabilización alcalina, deshidratación y disposición final. Mediante la aplicación de este tratamiento se logra:

- a) Disminuir el potencial de descomposición del lodo.
- b) Disminuir el contenido de humedad.
- c) Disponer sanitariamente el lodo.

2.3.1.1 **Pre-Estabilización alcalina de lodos primarios**

En el proceso de estabilización alcalina, se añade suficiente cal al lodo para elevar su pH por encima de 12. Este valor elevado de pH crea un entorno que no favorece la supervivencia de microorganismos. Como consecuencia de ello, el lodo no se descompone; evitando la generación de olores y limitando los riesgos hacia la salud pública (Metcalf & Eddy, 1996).

Los lodos primarios que se generan de ambos sistemas de flotación son acumulados de manera conjunta, luego se adiciona la cal razón de 120 kg/6.5 m³ de lodo y se mantienen agitados. Posterior al tiempo de contacto, los lodos son enviados al sistema de deshidratación.



Fotografía 2-8. Lodos primarios durante la mezcla con cal.

2.3.1.2 **Deshidratación del lodo**

La deshidratación del lodo se realiza mediante un filtro prensa de volumen fijo. Este consiste en una serie de 90 de placas recubiertas con tela filtrante, que se colocan en posición vertical una frente a la otra sobre un bastidor. Un pistón hidráulico se encarga de aplicar presión sobre las placas hasta alcanzar la hermeticidad, de modo que al bombear el lodo a presión sobre las telas el agua se filtra dejando el lodo deshidratado sobre la superficie de la tela.

Previo al inicio del ciclo de filtración las telas se recubren aplicando una solución de cal, conocida como “precot”. Para este proceso se aplican 320 kg de cal, la cual es eliminada junto con el lodo después del proceso de filtración. Posteriormente se inicia con la carga del lodo en la prensa y una vez llena mediante ciclos de presión se evacua el agua del filtro. Por último, la prensa se abre y se extrae los lodos deshidratados. El proceso de filtración requiere de 4 a 5 horas para llevarse a cabo, limitando la capacidad del equipo.

El equipo de filtración es operado en jornada continua y es capaz de filtrar entre 6 y 7 metros cúbicos de lodo primario por ciclo, produciendo 2400 kg de lodo estabilizado con una humedad del 50%. Actualmente, se realizan aproximadamente de 32 a 34 ciclos de deshidratación semanales; sin embargo, parte del lodo primario es recirculado de nuevo hacia la pileta de equalización principal debido a que no se tiene capacidad para absorber la totalidad del lodo producido.



Fotografía 2-9. Filtro prensa utilizado para la deshidratación del lodo.



Fotografía 2-10. Lodo primario estabilizado y deshidratado.

2.3.1.3 **Evacuación final**

Una vez que los lodos han sido deshidratados se acumulan para ser transportados hasta el sitio de disposición final. El transporte de los lodos es realizado por un proveedor del servicio y se disponen alrededor de 330 toneladas semanales de lodo primario estabilizado y deshidratado en el relleno sanitario.

2.3.2 Costos del manejo de lodos primarios

El costo del tratamiento de lodos primarios incluye gastos debidos a la utilización de productos químicos para la estabilización alcalina y la deshidratación. Además, se incluyen los costos debidos a transporte y disposición de los lodos. Otros costos asociados al tratamiento de lodos incluyen la mano de obra para la operación del sistema de prensado y el costo energético.

Tabla 2-3. Costos directos del sistema de tratamiento de lodos primarios^(a).

Rubro	Descripción	Cantidad	Unidad	Costo unitario	Unidad	Costo mensual (¢)
Callaway 4893	Coagulante para filtro prensa	17.5	Kg/día	3352	¢/kg	1 407 840.00
Cal fina	Estabilización y "precot"	1540	kg/día	143.82	¢/kg	5 315 587.00
Ácido fórmico	Lavado de telas	100	Litros/semana	739.36	¢/kg	1 774 464.00
Cloro	Lavado de telas	21	Litros/semana	2488	¢/litro	1 253 952.00
Soda cáustica	Lavado de telas	10	Litros/semana	622.18	¢/litro	149 323.20
Transporte	Pago de servicio	-	-	2 475 961	¢/mes	2 475 961.00
Disposición	Pago de servicio	-	-	2 737 000	¢/mes	2 737 000.00
TOTAL						15 114 127.20

^(a) Datos del 2010. Generación mensual de 227 Toneladas de lodo deshidratado.
Fuente: Departamento de Gestión Ambiental, Corporación PIPASA.

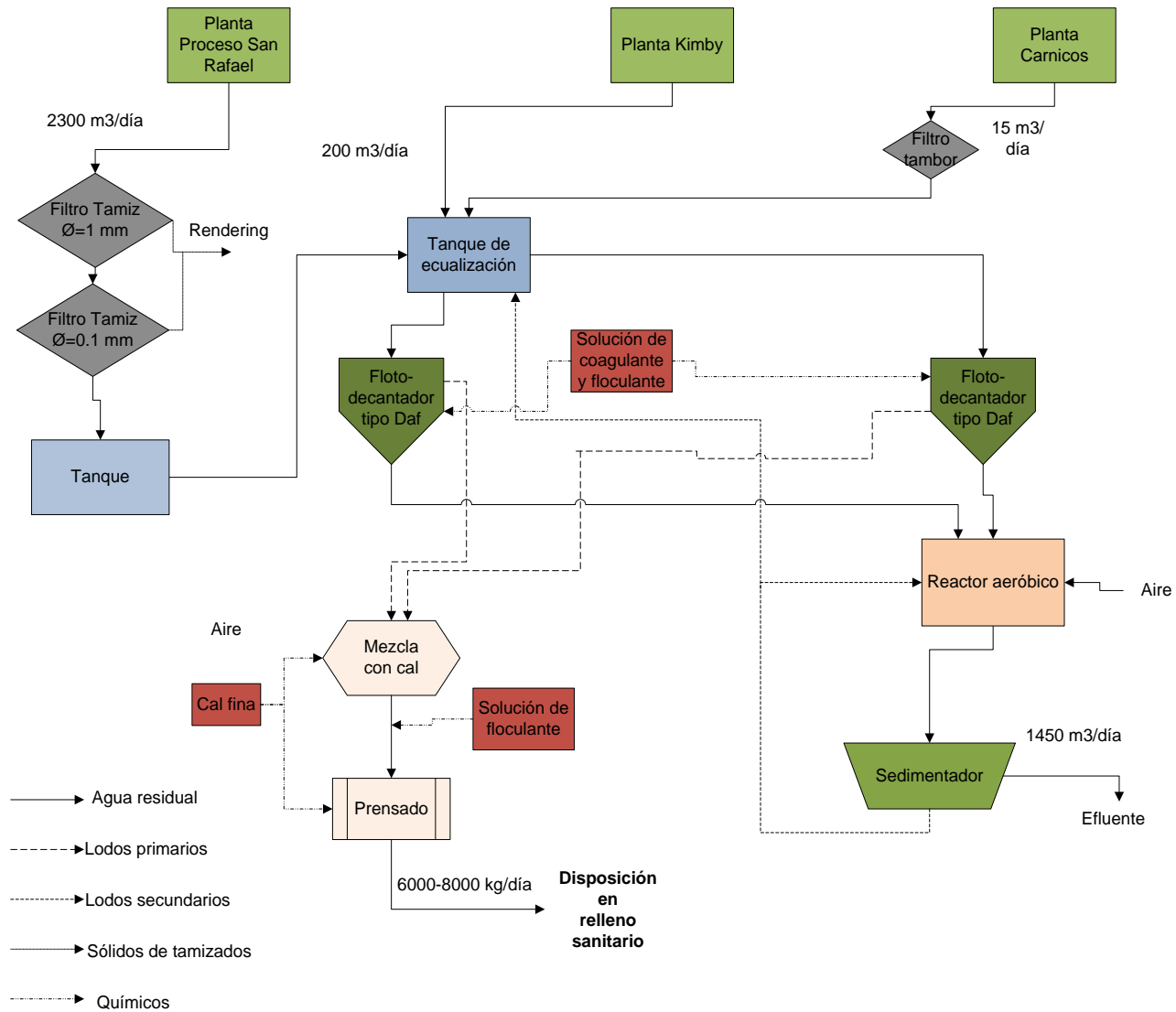


Figura 2-6. Diagrama general del tratamiento de aguas residuales y lodos

3. DIGESTIÓN ANAEROBIA

La digestión anaerobia es un proceso de aplicación antigua, siendo una de sus aplicaciones la estabilización de lodos procedentes de plantas de tratamiento de aguas residuales. En este se produce la descomposición de la materia orgánica en ausencia de oxígeno molecular, teniendo como resultado biogás y un efluente con menor contenido de materia orgánica degradable (Metcalf ad Eddy, 2003)

En el proceso de digestión anaeróbica, la materia orgánica contenida en los lodos se transforma biológicamente, bajo condiciones anaerobias, principalmente en metano (CH_4), dióxido de carbono (CO_2) y gases traza. Los lodos son introducidos de manera continua o intermitente en un reactor completamente cerrado, permaneciendo en su interior durante periodos de tiempo variables. El lodo una vez estabilizado, tiene un bajo contenido de materia orgánica y microorganismos patógenos, y es poco susceptible a descomposición. Mediante este tratamiento es posible lograr porcentajes de remoción de 50-60% de la demanda bioquímica de oxígeno y 50-65% de los sólidos volátiles (Marquez, 2005).

3.1 Productos finales de la digestión anaerobia

3.1.1 *Biogás*

El biogás es una mezcla de gases formada principalmente por metano (CH_4) y dióxido de carbono (CO_2), y pequeñas proporciones de H_2S , H_2 y NH_3 . La composición final del gas depende tanto del sustrato utilizado como el funcionamiento del sistema de digestión. El metano es un gas altamente combustible, por lo que el biogás puede ser aprovechado como una fuente alterna de energía. El biogás posee un potencial calorífico inferior de 22 400 kJ/m³, para una concentración de metano del 65% (Metcalf ad Eddy, 2003).

Tabla 3-1. Composición del biogás en función del sustrato (Coombs, 1990).

Componente	Residuos agrícolas	Lodos de planta de tratamiento	Residuos industriales	Gas de relleno sanitario
Metano (%)	50-80	50-80	50-70	45-65
Dióxido de carbono (%)	30-50	20-50	30-50	34-55
Agua	Saturado	Saturado	Saturado	Saturado
Hidrógeno (ppm)	0-2	0-5	0-2	0-1
Sulfuro de hidrógeno (ppm)	100-700	0-1	0-8	0.5-100
Amoniaco	Trazas	Trazas	Trazas	Trazas
Monóxido de carbono (%)	0-1	0-1	0-1	Trazas
Nitrógeno (%)	0-1	0-3	0-1	0-20
Oxígeno (%)	0-1	0-1	0-1	0-5
Compuestos orgánicos	Trazas	Trazas	Trazas	5 ppm

Tabla 3-2. Cantidades de biogás requeridas para aplicaciones específicas (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996)

Aplicación	Especificación	Requerimiento
Motor diesel o gasolina	Biogás por hp	0.45-0.51 m ³ /h
Gasolina	1 litro	1.33-1.87 m ³
Diesel	1 litro	1.50-2.07 m ³
Generación de vapor	1 litro	0.11 m ³

3.1.2 *Efluente*

El efluente del sistema de digestión anaerobia presente una variabilidad dependiendo del tipo de sistema que se utilice. Sin embargo, abarcando los sistemas de mezcla completa, el efluente corresponde al influente estabilizado y la biomasa bacteriana producida

3.2 Microbiología del proceso

La conversión de la materia orgánica contenida en el lodo se produce en tres etapas (Metcalf ad Eddy, 2003):

- a) **Hidrólisis:** Transformación de los compuestos de alto peso molecular en compuestos que puedan servir como fuente de energía y de carbono.
- b) **Acidogénesis:** Conversión bacteriana de los compuestos producto de la primera fase en compuestos intermedios de menor peso molecular.
- c) **Metanogénesis:** Conversión bacteriana de los compuestos intermedios en productos finales simples, metano y dióxido de carbono.

En el proceso de digestión anaerobia participan de manera conjunta una diversidad de microorganismos anaerobios. Un grupo de microorganismos se encarga de hidrolizar los polímeros orgánicos y lípidos para formar elementos estructurales básicos como los monosacáridos, aminoácidos y compuestos relacionados (Metcalf ad Eddy, 2003).

Un segundo grupo fermenta los productos de la descomposición para producir ácidos orgánicos simples, con mayor frecuencia el ácido acético. Este grupo está formado por bacterias facultativas y anaerobias estrictas, llamadas de forma conjunta no metano génicas o formadoras de ácidos. En este grupo se ha podido reconocer algunas especies como: *Clostridium spp*, *Peptococcus anaerobus*, *Bifidobacterium spp*, *Desulphovibrio spp*, *Corynebacterium spp*, *Lactobacillus*, *Actinomyces*, *Staphilococcus*, y *Escherichea Coli* (Metcalf ad Eddy, 2003).

El último grupo de microorganismos es conformado por bacterias estrictamente anaerobias, conocidas como bacterias metanogénicas o formadoras de metano. Estas convierten el hidrógeno y el ácido acético, en gas metano y dióxido de carbono. Los principales géneros de microorganismos que se han identificado incluyen: *Methnobacterium spp*, *Methanobacillus spp*, *Mathanococcus spp*, *Methanosarcina spp*. Las bacterias más importantes de este grupo, son las que degradan el ácido acético y el ácido propiónico. Estas bacterias tienen tasas de crecimiento muy lentas, razón por la cual se considera que su metabolismo es un factor limitante del proceso de tratamiento (Metcalf ad Eddy, 2003).

La estabilización del lodo se alcanza cuando se produce el metano y dióxido de carbono. El gas metano es altamente insoluble, y su desprendimiento de la solución representa la estabilización real del lodo. Las bacterias metanogénicas sólo pueden utilizar determinados substratos para producir el metano. Actualmente se conoce que las sustancias que sirven como substrato son: dióxido de carbono, hidrógeno, formiato, acetato, metanol, metilaminas y monóxido de carbono.

Las reacciones típicas de producción de energía asociadas a estos compuestos se muestran en la Figura 3-1 (Marquez, 2005).

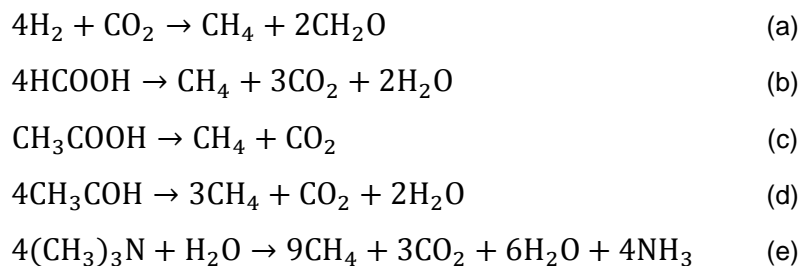


Figura 3-1. Reacciones químicas involucradas en la formación de metano.

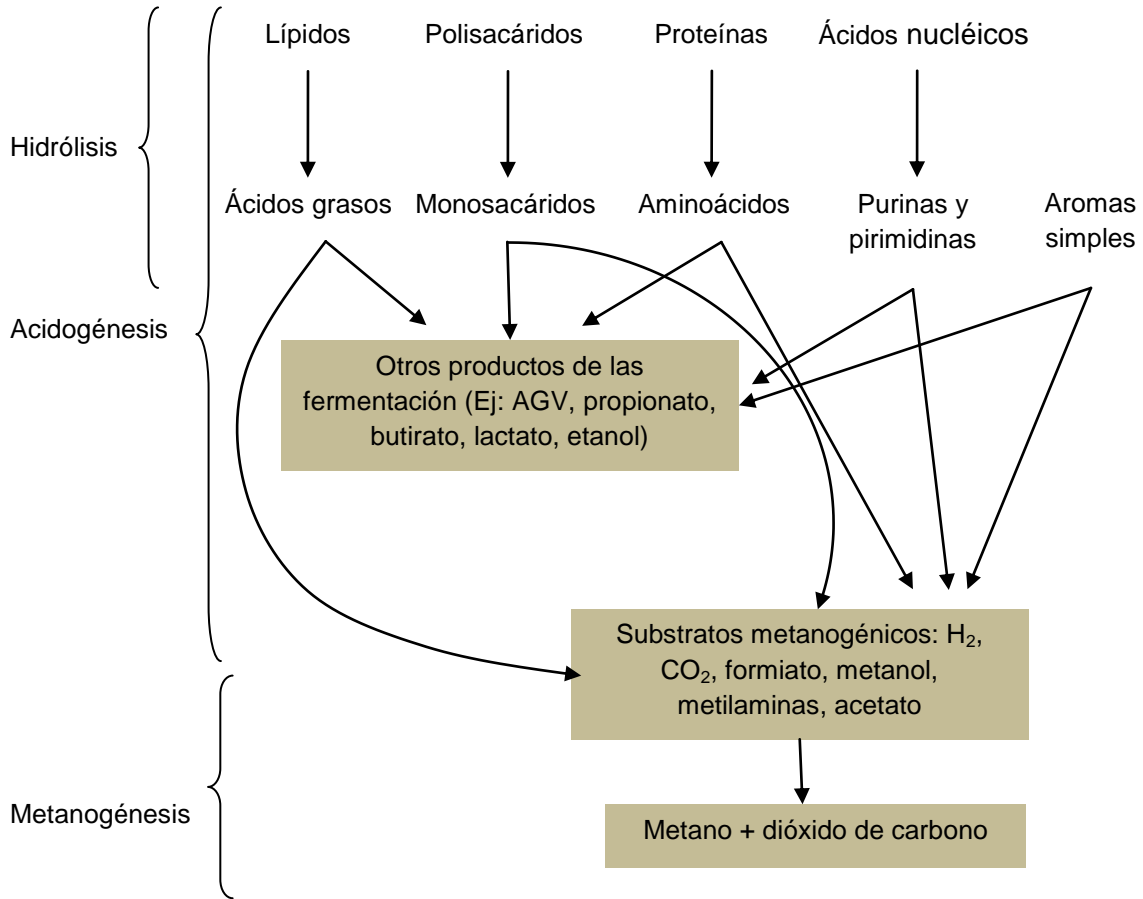


Figura 3-2. Representación del flujo de carbono en la digestión anaerobia.

En un digester anaerobio, las principales vías de producción metano son: conversión de hidrógeno y dióxido de carbono en metano y agua, y conversión de acetato en metano y dióxido de carbono (Marquez, 2005). Los organismos metanogénicos y acidogénicos comparten una relación simbiótica; los metanógenos convierten los productos finales de la fermentación (acetato, formiato e hidrógeno) en metano y dióxido de carbono. Dado que los metanógenos están en capacidad de utilizar el hidrógeno, logran mantener una presión parcial del hidrógeno extremadamente baja y el equilibrio de las reacciones de fermentación se desplaza a la formación de productos más oxidados.

3.3 Parámetros del proceso de digestión anaerobia

Para estabilizar de manera correcta el lodo mediante digestión anaerobia, los microorganismos formadores de ácidos y de metano se deben encontrar en un estado de equilibrio dinámico. En este estado influyen una serie de factores físicos y químicos que alteran el equilibrio dentro del reactor, desplazándolo hacia altos o bajos rendimientos en cuanto a la producción y calidad del biogás generado y la calidad del efluente. Seguidamente se realiza una descripción de los factores físicos y químicos que afectan el rendimiento global de los reactores anaeróbicos.

3.3.1 *Temperatura*

3.3.1.1 Influencia sobre aspectos bioquímicos

La temperatura es uno de los parámetros ambientales que afectan de manera importante el crecimiento de las bacterias. En el tratamiento anaerobio los reactores se suelen mantener a temperatura entre los 25-40 °C, conocido como rango mesofílico, y mayores de 45 °C, conocido como rango termofílico. La estabilidad de este parámetro es importante, ya que cambios de temperatura pueden producir caídas en la eficiencia del proceso hasta lograr de nuevo la aclimatación (Campos, 2001).

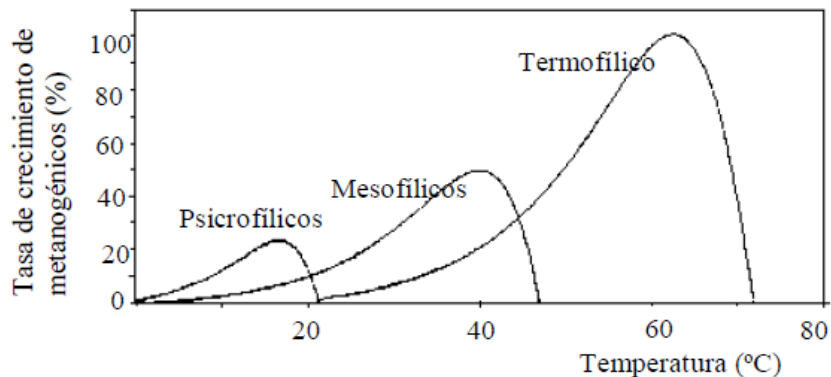


Figura 3-3. Tasa de crecimiento de los microorganismos metanogénicos.

El aumento de la temperatura trae consigo las siguientes ventajas (Marquez, 2005):

- a) La tasa de digestión es más rápida, más corta y por lo tanto se requieren tiempos de retención menores.
- b) Reactores de menor volumen son necesarios para el tratamiento de la misma cantidad de residuos.
- c) Mayor velocidad y eficiencia de la hidrólisis de la materia particulada.
- d) Destrucción más eficiente de los agentes patógenos.

3.3.1.2 **Influencia sobre aspectos físico-químicos**

La solubilidad de los gases desciende al aumentar la temperatura, favoreciendo su transferencia del medio acuoso a la fase gaseosa. En el caso de gases como NH_3 y H_2S , esto conlleva un efecto positivo, debido a su toxicidad sobre los microorganismos anaerobios. Una desventaja se evidencia en el descenso de la solubilidad del CO_2 , que implica un aumento del pH en los reactores termofílicos, lo que en condiciones de alta concentración de amonio puede ser negativo (Van Lier, 1995).

Los equilibrios químicos, de gran influencia en los reactores anaerobio, se ven directamente afectados por la temperatura, por ejemplo: equilibrio amonio-amoniaco libre y ácidos grasos volátiles ionizados-no ionizados. En general, con la temperatura se favorecen las formas no ionizadas, que resultan más tóxicas para los microorganismos (Campos, 2001).

3.3.2 **Contenido de nutrientes**

Debido a los bajos índices de producción de biomasa, el proceso anaerobio se caracteriza por los bajos requerimientos de nutrientes. Sin embargo, la biomasa necesita para su desarrollo el suministro de una serie de nutrientes minerales, además de una fuente de carbono y de energía. Los principales nutrientes del sistema anaerobio son nitrógeno, sulfuro, fósforo, hierro, cobalto, níquel, molibdeno, selenio, riboflavina y vitamina B12 (Speece, 1987).

Los valores necesarios para el crecimiento de los microorganismos se muestran en la Tabla 3-3. Algunos autores han expresado las necesidades de nitrógeno y fósforo en función de la concentración de carbono de la alimentación, considerándose que la relación C/N debe oscilar entre 15-30:1, y la C/P de 75-113:1 (Speece, 1987).

Tabla 3-3. Contenido de nutrientes en el afluente (Henze, 1995).

Nutriente	g/kg SSV	g/kg DQO
Nitrógeno	80-120	55-85
Fósforo	10-25	7-18
Azufre	10-25	7-18
Hierro	5-15	4-11

3.3.3 **Agitación**

La agitación de los reactores anaerobios tiene diversos objetivos (Noone, 1990):

- a) Poner en contacto el substrato influente con la población bacteriana.
- b) Eliminar los metabolitos producidos por los metanogénicos, al favorecer la salida de los gases.
- c) Proporcionar una densidad uniforme de población bacteriana.
- d) Prevenir la formación de capa superficial y de espumas, así como la sedimentación en el reactor.

La velocidad de agitación es un parámetro que puede influir en el desarrollo del proceso, siendo necesario un equilibrio entre la buena homogeneización y la correcta formación de agregados bacterianos (Fannin, 1987).

3.3.4 **Potencial de hidrógeno (pH) y alcalinidad**

En la digestión anaeróbica el pH se limita a un intervalo relativamente estrecho, de aproximadamente 6.0 a 8.5 (Lay, Li, & Noike, 1997). Su variación puede provocar cambios de estado de los grupos ionizables de las enzimas como el carboxil y amino, alteración de los componentes no ionizables del sistema y desnaturalización de la estructura proteica de las enzimas (Clark & Speece, 1989)

El pH, como variable de control, no se considera efectiva debido a su lentitud (Campos, 2001). Se consideran otras variables como mejores indicadores del estado del proceso anaerobio, como la producción de biogás y su contenido de metano (Hill & Holmberg, 1988), el contenido de ácidos grasos volátiles o la relación entre ellos (Hill, Cobb, & Bolte, 1987).

La alcalinidad es una medida de la capacidad del medio para regular el pH. Esta capacidad puede ser proporcionada por un amplio rango de sustancias, siendo por tanto una medida inespecífica. En el rango de pH de 6 a 8, el principal equilibrio químico que controla la alcalinidad es el dióxido de carbono y bicarbonato. La alcalinidad al bicarbonato debe mantenerse por encima de 2500 mg/L para asegurar la estabilidad del digestor (Fannin, 1987).

La relación de alcalinidad RA, se define como la relación entre la alcalinidad debida a los AGV (AI) y la debida al bicarbonato (AT), recomendándose no sobrepasar un valor de 0.3-0.4 para evitar la acidificación del reactor (Campos, 2001).

Varios productos químicos son utilizados para proporcionar una alcalinidad adecuada a los sistemas anaerobios. Una clasificación sencilla de estos productos químicos incluye dos grupos (Chernicharo, 1997):

- Aquellos que ofrecen alcalinidad bicarbonática directamente (NaHCO_3 , NH_4HCO_3).
- Los que reaccionan con el gas carbónico para formar alcalinidad bicarbonática (NaOH , CaO , Ca(OH)_2).

El hidróxido de calcio o cal es el material más utilizado para el control del pH en reactores anaerobios, debido a que es barato y fácil de conseguir. A nivel práctico la cal se añade cuando el pH se encuentra entre 6.4 a 6.5, en cantidades suficientes para elevar el pH hasta 6.8 (Coto, 1980).

3.3.5 ***Toxicidad y compuestos inhibitorios***

La magnitud de toxicidad no depende únicamente de la concentración del compuesto inhibitor, sino que influyen otros factores como antagonismos, sinergismos, formación de complejos y aclimatación (Kugelman y Chin, 1971). A pesar de ello, la concentración es el factor que se suele considerar, lo que lleva a afirmaciones absolutistas, muchas veces erróneas.

En general, la velocidad de crecimiento de las bacterias aumenta con la concentración de substrato, llegando a un punto en que se estabiliza y, dependiendo de cada caso concreto, puede llegar a descender (inhibición por el substrato). Así, en términos absolutos, una sustancia es un substrato o un tóxico dependiendo de su concentración.

Los fenómenos de antagonismo y sinergismo deben ser considerados en la evaluación de la toxicidad. Antagonismo es una reducción de la toxicidad de una sustancia en presencia de otra y sinergismo es el aumento del efecto tóxico de una sustancia causada por la presencia de otra. Con respecto a la formación de complejos, si una sustancia no está en solución, no puede penetrar dentro de la célula, y por tanto no podrá afectar el metabolismo del organismo.

Son muchos los compuestos que pueden presentar toxicidad hacia los microorganismos dentro de un proceso anaerobio. A continuación se realiza un detalle sobre los principales compuestos pueden generar problemas por toxicidad en los reactores anaerobios.

3.3.5.1 **Nitrógeno amoniacal**

El inhibidor más común para el proceso anaeróbico es el amoníaco. El amoníaco en la digestión anaeróbica se origina a partir de amoníaco soluble en el afluente, de la degradación de proteínas y otros compuestos como urea. Aunque el nitrógeno amoniacal es un importante nutriente para el crecimiento de los microorganismos, cuya carencia puede provocar el fracaso en la producción de gas, una concentración excesivamente alta del mismo puede limitar su crecimiento (Campos, 2001).

La forma que parece causar la inhibición por amonio es el amoníaco libre (NH_3), ya que el efecto inhibitorio del amonio parece aumentar a pH alcalinos y a altas temperaturas (Zeeman, Wiegant, Koster-Treffers, & Lettinga, 1985). Sin embargo, las concentraciones de amoníaco inhibitorio son contradictorias, ya que dependen de parámetros tales como el pH, la temperatura y la adaptación durante la inoculación.

Tabla 3-4. Concentraciones inhibitorias de amonio reportadas (Campos, 2001).

Sustrato	Tipo de reactor	Temperatura	Concentraciones inhibitorias	Observaciones
Estiércol bovino	ND	Termófilo	1.7 g N-NH ₄ ⁺ /L	
ND	Reactor sin aclimatar	Mesófilo y termófilo	2.5 g N-NH ₄ ⁺ /L	
	Reactor aclimatado	Termófilo	4 g N-NH ₄ ⁺ /L	
ND	Reactor con lodo granular	ND	2.5 g N-NH ₄ ⁺ /L	Proceso se logró desarrollar a 12 g N-NH ₄ ⁺ /L
Excretas de cerdo	ND		6 g N-NH ₄ ⁺ /L	Menor producción de biogás.
ND	ND	Termófilo	2.1 g N-NH ₄ ⁺ /L	Reducción de producción de biogás.
Excretas de cerdo	ND	Mesófilo	3 g N-NH ₄ ⁺ /L	Lodo metanogénico fue adaptado previamente
Lodos de planta de tratamiento	ND	Mesófilo	5 g N-NH ₄ ⁺ /L	
Excretas de cerdo	ND	ND	1.1 g N-NH ₃ /L	Adaptación previa del inóculo utilizado

3.3.5.2 Compuestos azufrados

La presencia de sulfatos en el proceso anaerobio provoca que las bacterias metanogénicas y sulfato reductoras compitan por los sustratos útiles. El resultado de esta competición determinará la proporción de sulfhídrico y metano en el biogás producido (Campos, 2001).

El sulfato es un inhibidor, su efecto inhibitor es función de la relación DQO/sulfato. Los sustratos adaptados no muestran inhibición para valores de la relación por encima de 10, y sí hay signos de inhibición por debajo de un valor de 7-8 (Omil, Méndez, & Lema, 1995).

La forma tóxica es la no ionizada, ya que puede atravesar la membrana celular, por lo que la inhibición se ve favorecida a pH bajos y a bajas temperaturas (Campos, 2001). A altas temperaturas se favorece el paso de H₂S del líquido al gas al disminuir la solubilidad de éste, por lo que, en principio, habrá menos problemas en el rango termofílico. Los niveles de concentración de H₂S a los cuales se produce la inhibición al 50% están entre 50 y 250 mg/L. Sin embargo, concentraciones más bajas, 23 mg S/L en el rango termofílico, pueden producir inhibición del proceso metanogénico si se digiere un material con alto contenido en nitrógeno amoniacal, por ejemplo purín de cerdo (Hansen, Angelidaki, & Ahring, 1999).

3.3.5.3 **Ácidos grasos volátiles**

Los ácidos grasos volátiles son los más importantes intermediarios del proceso anaerobio, por lo que son muy utilizados en la monitorización y control de reactores anaerobios, mostrando una rápida respuesta a las variaciones en el sistema, por ejemplo: en el caso de sobrecargas orgánicas, o en el caso de la introducción de tóxicos (Ahring, Sandberg, & Angelidaki, 1995).

Concentraciones de ácidos grasos volátiles por debajo de 50 mM, equivalente a 3000 mg acético/L, no producen ninguna disminución de la producción de metano. Son los ácidos propiónico y valérico los primeros que afectan al proceso, mientras que el butírico y el acético han de acumularse por encima de 100 mM para afectar a la tasa de producción de metano (Ahring, Sandberg, & Angelidaki, 1995)

3.3.5.4 Cationes y metales pesados

Todos los cationes pueden proporcionar toxicidad a algún nivel de concentración, aumentando la toxicidad con el peso molecular, por lo que los metales pesados son los que provocan toxicidad a menor concentración (Hayes & Theis, 1978).

Tabla 3-5. Concentraciones de metales pesados inhibitorias (Hayes & Theis, 1978).

Metal	Alimentación gradual		Alimentación brusca
	Concentración de inhibición (mg/L)*	Límite de toxicidad (mg/L)	Límite de toxicidad (mg/L)
Cr (III)	130	260	<200
Cr (VI)	110	420	<180
Cu	40	70	<50
Ni	10	30	<30
Cd	-	>20	>10
Pb	340	>340	>250
Zn	400	600	<1700

*Inicio de la reducción en la producción de biogás.

Otros cationes como calcio, sodio, potasio, etc., pueden resultar inhibidores para el proceso anaerobio, a concentraciones altas (Kugelman & Chin, 1971). Sin embargo, la concentración de inhibición por cationes depende mucho de la presencia de posibles antagonista.

Tabla 3-6. Concentraciones inhibitorias de los principales cationes metálicos (Kugelman & Chin, 1971).

Metal	Alimentación sencilla		Alimentación continua	
	Catión simple (M)	En presencia de antagonicos (M)	Catión simple (M)	En presencia de antagonicos (M)
Sodio	0,2	0.0-0.35	0.3	0.35
Potasio	0,09	0.15-0.2	0.13	0.35
Calcio	0,07	0.125-0.15	0.15	0.2
Magnesio	0,05	0.125	0.065	0.14

3.4 Análisis cualitativo del proceso de digestión anaerobio

El lento crecimiento de las bacterias formadoras de metano obliga a tiempos de retención más prolongados en los procesos de digestión anaerobia. Sin embargo, este bajo crecimiento implica que sólo una pequeña parte del lodo está siendo sintetizado en forma de nuevas células. Mediante los procesos anaerobios la mayor parte carga es convertida en metano, de este modo es posible lograr una disminución en la cantidad neta de lodos.

El biogás, debido a su contenido de metano, es un gas combustible, por lo que se obtiene un producto final útil. Si se producen cantidades suficientes de metano, el gas puede ser aprovechado para la generación de energía.

Por causa de la baja tasa de crecimiento celular y de la conversión de la materia orgánica en gas metano y dióxido de carbono, la materia orgánica resultante está bien estabilizada. Esto la convierte, tras un proceso de deshidratación o secado, en un material apto para su evacuación en vertederos, compostaje o aplicación al suelo, esto último, previo determinada su inocuidad.

Por último, las bajas necesidades de químicos en este tipo de procesos, aunado a la recuperación y su aprovechamiento del biogás, es un proceso que resulta económicamente atractivo en comparación con otro tipo de alternativas. Además, es una estrategia de tratamiento que logra una reducción de emisiones de gases de efecto invernadero.

4. DISEÑO DE DIGESTORES ANEROBIOS

En los últimos años se han desarrollado numerosas tecnologías para el tratamiento anaerobio de lodos, tanto de cultivos en suspensión como fijos. Sin embargo, los dos tipos de digestores más empleados son los de alta y baja carga, ambos con cultivos en suspensión (Metcalf ad Eddy, 2003).

En los procesos de digestión de baja carga no se calienta, ni se mezcla el lodo contenido en un reactor, manteniendo tiempos de retención entre 30 y 60 días. En los procesos de alta carga, el lodo contenido en un reactor es calentado y mezclado, manteniendo tiempos de retención de entre 30 y 15 días (Ramalho, 1996).

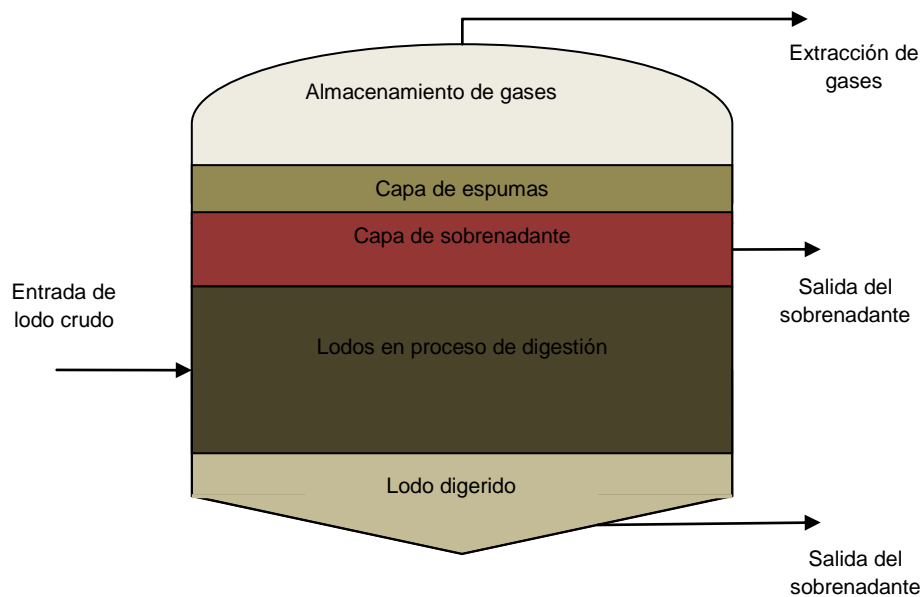


Figura 4-1. Configuración de un digestor anaerobio de baja carga (Metcalf ad Eddy, 2003).

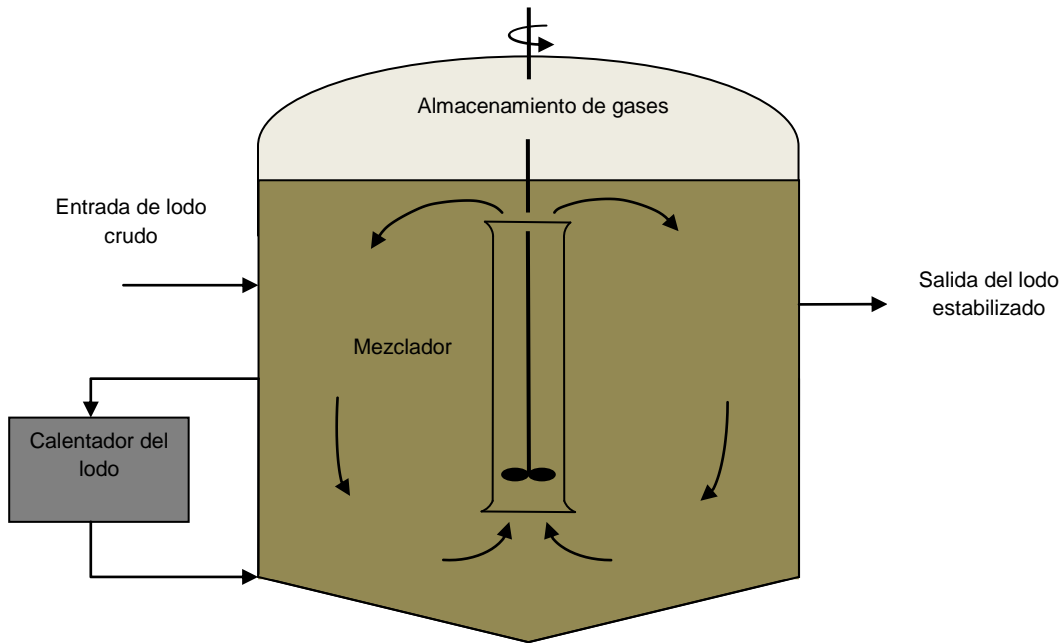


Figura 4-2. Configuración de un digester anaerobio de alta carga (Metcalf ad Eddy, 2003).

4.1 Dimensionamiento de digestores anaerobios

Los principales parámetros de diseño utilizados en el dimensionamiento de digestores anaerobios son el tiempo de retención hidráulico y la carga volumétrica de sólidos volátiles.

Tabla 4-1. Tiempos de retención celular (θ_c) recomendados para el diseño de digestores de mezcla completa (Metcalf ad Eddy, 2003).

Temperatura de funcionamiento (°C)	θ_c , días (mínimo)	θ_c , días (recomendado)
18	11	28
24	8	20
30	6	14
35	4	10
40	4	10

En un digester anaerobio de mezcla completa de alimentación continua, el tiempo de retención celular (θ_c) es igual al tiempo de detención hidráulico (θ). El caudal de lodo que el tanque puede recibir se calcula de acuerdo a la ecuación de la ecuación 4-1.

$$\theta_c = \frac{V}{Q} \rightarrow Q = \frac{V}{\theta_c} \quad (4-1)$$

Donde:

θ_c : tiempo de retención celular.

V: volumen de digestión.

Q: caudal de lodo a digerir.

Una vez determinado el caudal de lodo que recibe el digester se estima la carga volumétrica de sólidos volátiles que recibirá el proceso. En la Tabla 4-2 se muestra la carga orgánica recomendada para un sistema de mezcla completa.

Tabla 4-2. Efecto de la concentración de sólidos y tiempo de retención hidráulico en la carga volumétrica de sólidos volátiles^a (Water Environment Federation; American Society of Civil Engineerings, 1998).

Concentración de sólidos (%)	Carga volumétrica (kg SSV/m ³ ×d)			
	10 d ^b	12 d	15 d	20 d
2	1.4	1.2	0.95	0.70
3	2.1	1.8	1.4	1.1
4	2.9	2.4	1.9	1.4
5	3.6	3.0	2.4	1.8
6	4.3	3.6	2.9	2.1
7	5.0	4.2	3.3	2.5
8	5.7	4.8	3.8	2.9

^aBasado en un 70% de sólidos volátiles.

^bTiempo de retención hidráulico (días).

4.2 Mezclado de digestores

El mezclado adecuado de un digestor es uno de los aspectos más importantes cuando se requiere optimizar el rendimiento del proceso de digestión. Los sistemas de mezclado de uso más frecuente son los siguientes:

- a) Inyección de gas
- b) Agitación mecánica
- c) Bombeo mecánico

Tabla 4-3. Parámetros de diseño típicos de los sistemas de mezclado de digestores anaerobios, (Metcalf ad Eddy, 2003).

Parámetro	Definición	Sistema de mezcla	Valor típico
Potencia específica	Potencia de los equipos dividida por el volumen del reactor (kW/m^3)	Sistemas mecánicos	0.00475-0.0078
Caudal de gas unitario	Caudal de gas suministrado por el equipo dividido por el volumen del digestor ($\text{m}^3/\text{m}^3 \times \text{min}$)	Sistemas de inyección de gas	No confinado: 0.0045-0.0050 Confinado: 0.005-0.007
Gradiente de velocidad	Raíz cuadrada de la relación entre la potencia específica y la viscosidad absoluta del lodo (s^{-1})	Todo sistema de mezclado	50-80
Tiempo de renovación	Volumen del digestor dividido por el caudal de lodo.	Todo sistema de mezcla	20-30

El gradiente de velocidad (G) se define según la ecuación 4-2. Esta ecuación supone el uso de la viscosidad absoluta del lodo. Sin embargo, la presencia de sólidos disueltos en los lodos provocan la formación de un fluido no newtoniano, es decir, que el valor de la viscosidad varía en el tiempo conforme el fluido entra en movimiento, por lo que las mediciones de viscosidad obtenidas a través de un viscosímetro convencional corresponden a una viscosidad aparente. Ante lo anterior, se recomienda utilizar para efectos del gradiente de velocidad una viscosidad de 7.30×10^{-4} Pa·s (Schlicht, 1999).

$$G = \left(\frac{E/V}{\mu} \right)^{1/2} \quad (4-2)$$

Donde:

G = Gradiente de velocidad (s^{-1})

E = Potencia suministrada (W)

V = Volumen de digestión (m^3)

μ = Viscosidad absoluta (Pa·s)

Debido a que las pérdidas por fricción en tuberías e ineficiencias de los equipos de bombeo no son trabajo útil, en los sistemas de recirculación por bombeo; la potencia (E) no se refiere a la potencia del motor de la bomba, sino, la potencia que se debe suministrar al sistema a través de las distintas descargas del sistema de recirculación

Tabla 4-4. Resumen de ventajas e inconvenientes de los diferente sistemas de mezclado de digestores anaerobios, (Metcalf ad Eddy, 2003).

Tipo de mezclador	Ventajas	Inconvenientes
Todos los sistemas	Mayor velocidad de estabilización del lodo	Corrosión, desgaste de conducciones y equipos. Atascos en equipos.
Inyección de gas		
Lanzas ancladas a la cubierta	Reducción de acumulación de espumas. Menor mantenimiento respecto de difusores.	Problemas en sellado de gas y compresores. Atascamiento de lanzas.
Difusores montados en la solera	Mejor movimiento de depósitos formados en el fondo.	Problemas en sellado de gas. Compresor requiere mucho mantenimiento. No permite mezclado completo. Formación de espumas. Mantenimiento requiere vaciado del digestor.
Elevadores de gas	Mejor mezclado y producción de gas. Movimiento de depósitos acumulados en el fondo.	Problemas en sellado de gas. El mezclado en zona superior no es bueno. Formación de espumas. Mantenimiento requiere vaciado del digestor.
Émbolos de gas	Buena eficiencia de mezclado.	Compresor requiere mucho mantenimiento. Problemas en sellado de gas. Equipos montados en el interior. Mantenimiento requiere vaciado del digestor.
Agitación mecánica		
Turbinas de baja velocidad	Buena eficiencia de mezclado.	Desgaste de ejes y hélices. Fallos en rodamientos. Reductores sobredimensionados. Fugas de gas.
Mezcladores de baja velocidad	Rotura de la capa de espumas.	No se diseñan para el mezclado del contenido del tanque. Problemas en reductores, rodamientos y desgaste de hélices.

Continuación Tabla 4-4

Tipo de mezclador	Ventajas	Inconvenientes
Bombeo mecánico		
Conductos de circulación interiores	Buen mezclado vertical. Mínima acumulación de espumas.	Sensibles al nivel del líquido. Problemas en reductores y rodamientos. Reductores sobredimensionados.
Conductos de circulación exteriores	Las mismas que con tubos de circulación interiores.	Los mismos que en los conductos interiores.
Bombas	Grado de mezclado conocido. Recirculación de la capa de espumas y depósitos de fango.	Desgaste de impulsores. Mantenimiento de boquillas requiere vaciado del tanque. Fallos en rodamientos.

4.3 Producción y recolección del gas

La composición volumétrica del gas generado en un proceso de digestión anaeróbica de lodos de aguas residuales contiene entre un 65-70% de metano, 25-30% de dióxido de carbono y cantidades pequeñas de nitrógeno, sulfuro de hidrógeno, vapor de agua y otros gases. La producción y composición del gas es una de las mejores medidas del desarrollo de la digestión. Además, puede ser utilizado como combustible si se cuenta con la instalación adecuada para su recogida.

La producción de biogás puede ser estimada mediante la ecuación 4-3. Los valores típicos varían entre 0.75 y 1.12 m³/kg de sólidos volátiles destruidos. Sin embargo, esta puede fluctuar en un amplio intervalo, en función del contenido de sólidos volátiles del fango crudo y la actividad biológica dentro del digestor (Metcalf ad Eddy, 2003).

$$V_{\text{CH}_4} = 0,35 \times \left[(S_0 - S) \left(\frac{1}{1000} \right) Q - 1,42P_x \right] \quad (4-3)$$

Donde:

V_{CH_4} = volumen de metano producido a 0°C y 1 atm (m³/día).

S_0 = DQO del afluente (mg/l).

S = DQO del efluente (mg/l).

P_x = Masa neta de tejido celular producida diariamente (kg/día).

La masa de tejido celular producida en un reactor anaerobio se calcula de acuerdo a la siguiente ecuación 4-4 (Metcalf ad Eddy, 2003):

$$P_x = Y \times Q \times (S_0 - S) \left(\frac{1}{1000} \right) \times (1 + k_d)^{-1} \quad (4-4)$$

Donde:

Y : Coeficiente de producción (kg/kg)

k_d : Coeficiente endógeno (d⁻¹)

El gas generado en los digestores se recoge bajo la cubierta de los mismos. Se emplean dos tipos de cubiertas:

- a) Cubiertas flotantes
- b) Cubiertas fijas

Las cubiertas flotantes se ajustan a la superficie del digestor y permiten que varíe su volumen sin que se produzca la entrada del aire. De ningún modo se permite la entrada del aire en el interior del digestor, ya que forma una mezcla explosiva junto con el metano.

Las cubiertas fijas proporcionan un espacio libre entre la cubierta del digestor y la superficie del lodo. Es necesario disponer de un sistema de almacenamiento de gas que permita: (1) Cuando varíe el volumen de lodo, entre gas en el digestor y no aire, y (2) no se pierda gas en el ingreso del lodo crudo.

La mayoría de los digestores anaerobios operan a presiones por debajo de de 3.5 kPa. Las líneas de colección principales generalmente utilizan un diámetro mínimo de 65 mm, con la tubería de colección colocada al menos a 1.2 m por arriba del nivel máximo de lodo (Water Environment Federation; American Society of Civil Engineerings, 1998).

4.4 **Arranque de digestores anaerobios**

Debido al lento crecimiento que presentan los microorganismos anaerobios; en especial las bacterias metanogénicas, durante el arranque de los sistemas anaerobios se suele utilizar un inóculo bacteriano. Este inóculo corresponde a un lodo, el cual ya posee una población de microorganismos capaces de iniciar el proceso de degradación anaerobio.

Durante la inoculación y arranque de un sistema anaerobio, es necesario que la actividad del inóculo sea lo más grande, que sea capaz de asimilar el sustrato a tratar y debe contarse con suficiente volumen para la inoculación (10-30% del volumen del reactor). La selección de un inóculo adecuado es importante para obtener un arranque rápido y disminuir el tiempo requerido para la formación de los consorcios bacterianos necesarios para el desarrollo de un proceso anaerobio.(Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996).

4.4.1 **Actividad metabólica**

La actividad metabólica de un determinado lodo anaerobio es determinada a través del parámetro conocido como Actividad Metanogénica Específica (AME). El conocimiento de este factor es importante para la selección del lodo inóculo y el planteamiento de una estrategia para el arranque de los sistemas anaerobios. La unidad en que se expresa la actividad metanogénica específica es kg DQO/kg SSV·d.

Un lodo se considera de baja calidad cuando presenta una actividad metanogénica específica baja y su concentración de sólidos volátiles es baja. En la Tabla 4-5 se muestra el valor de la actividad metanogénica y concentración de sólidos volátiles para diversos tipos de lodos (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996).

Tabla 4-5. Características de diversos tipos de lodos anaerobios.

Fuente	AME (g DQO/g SSV·d)	Concentración de SSV (g/l)
Lodo granular	0.5-1.5	70-120
Biopelícula en F. A	0.4-1.2	ND
Lodos domésticos digeridos	0.02-0.2	15-40
Estiércol digerido	0.02-0.08	20-80
Lodo de fosa séptica	0.01-0.07	10-50
Laguna anaerobia	0.03	30
Estiércol fresco de cerdo	0.001-0.02	30-140
Sedimento de laguna	0.002-0.02	20-50

4.4.2 *Carga orgánica durante el arranque*

Durante el arranque de sistemas anaerobios se emplea una carga orgánica volumétrica baja, menor a 3 kg DQO/m·d. La actividad metabólica de la biomasa presente en el reactor aumenta al avanzar el grado de adaptación al sustrato.

Cuando se conocen datos de la actividad metanogénica de un determinado inóculo, se puede determinar la carga de arranque mediante la ecuación 4-5 (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996).

$$DQO_{max} = V_L \times X \times AME \quad (4-5)$$

Donde:

DQO_{max} = Cantidad máxima de DQO que puede degradar diariamente el reactor (kg DQO/d)

V_L = volumen de lodo inóculo (m^3)

X = concentración de sólidos suspendidos volátiles (kg SSV/ m^3)

AME = actividad metanogénica específica del lodo inóculo (kg DQO/kg SSV·d)

4.4.3 *Parámetros de seguimiento*

Durante el arranque de un sistema anaerobio se da seguimiento a valores de pH, alcalinidad, SST, SSV, DQO. Sin embargo, uno de los parámetros más importantes se refiere a alcalinidad debida a los ácidos grasos volátiles (AGV) y la alcalinidad debida a los bicarbonatos (HCO_3^-).

La alcalinidad total está constituida por la sales de hidróxido (OH^-), carbonatos (CO_3^{2-}), bicarbonatos (HCO_3^-) y sales de ácidos grasos volátiles o débiles (AGV). Sin embargo, debido al rango de operación de pH en un digestor anaerobio (inferior a 8), la presencia de iones OH^- y CO_3^{2-} es mínima (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996).

La alcalinidad útil durante el amortiguamiento del pH es la debida a los bicarbonatos. La relación α , ecuación 4-6, es el cociente de la alcalinidad debida al bicarbonato entre la suma de esta y la debida a los AGV o alcalinidad total (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996). Durante el arranque la relación α debe mantenerse arriba de 0.5; además, cuando el valor de α sube arriba de 0.7 indica que una operación estable.

$$\alpha = \text{Alc}(\text{HCO}_3^-)_{5.75} / \text{Alc}(\text{total})_{4.3} \quad (4-6)$$

Donde:

$\text{Alc}(\text{HCO}_3^-)_{5.75}$ = alcalinidad a 5.75 unidades de pH.

$\text{Alc}(\text{total})_{4.3}$ = alcalinidad a 4.3 unidades de pH.

4.5 Reuso o disposición de lodos anaerobios

Las formas más comunes de reuso y disposición de los lodos obtenidos por vías biológicas son la utilización como mejorador de suelos o su disposición en rellenos sanitarios, siendo ésta última una de las alternativas más empleadas (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996).

Los lodos procedentes de sistemas de tratamiento anaerobios, constituyen un problema menor en cuanto a su manejo, ya que se encuentran bien estabilizados. Por ello, se pueden utilizar en terrenos como materiales de bajo poder fertilizante o como mejorador de suelos en terrenos con un bajo contenido de materia orgánica.

Sin embargo, el uso de un determinado lodo deber ser limitado de acuerdo a las características propias del lodo, tales como contenido de metales pesados y/o sustancias tóxicas. Actualmente, el país no tiene un marco jurídico bajo el cual se dicten las características físico, químicas y microbiológicas que deben cumplir los lodos estabilizados para ser reutilizados.

5. ENSAYOS DE ACTIVIDAD METABÓLICA ANAEROBIA

En una primera fase se realizó una caracterización preliminar, con el fin de obtener información acerca de la composición de los lodos generados en la planta de tratamiento. Los análisis fueron realizados por un laboratorio privado debidamente acreditado.

Posteriormente, se realizaron ensayos de actividad metanogénica utilizando como sustrato los lodos primarios generados en la planta de tratamiento, evaluando la capacidad de los microorganismos anaerobios para utilizar este desecho y convertirlo en metano.

Los ensayos fueron realizados en los laboratorios de la carrera de Ingeniería Ambiental, ubicados en el campus de Instituto Tecnológico de Costa Rica (ITCR), Cartago. Además, los análisis de nitrógeno y fósforo en el lodo fueron realizados en las instalaciones de Centro de Investigación y de Servicios Químicos y Microbiológicos (CEQIATEC), perteneciente a la Escuela de Química del ITCR.

5.1 Caracterización preliminar de lodos primarios

Se realizó un muestreo simple de los lodos primarios procedentes del sistema de flotación ubicado antiguamente en Planta San Rafael y Planta Kimby. Las muestras fueron tomadas el día 18 de agosto del 2010 entre las 10:00 am y 11:00 am, durante las labores de matanza.

De cada sitio de muestreo se extrajo una muestra utilizando un balde, se midió la temperatura utilizando termómetro digital y se trasvasó a envases plásticos y de vidrio de menor capacidad.

Inmediatamente, las muestras fueron sometidas a cadena de frío y se trasladaron a las instalaciones de Laboratorio Lambda para su análisis. Se realizaron los siguientes análisis:

- a) Carbono Orgánico Total
- b) Sólidos totales y volátiles
- c) Grasas y aceites
- d) Nitrógeno total
- e) Fósforo
- f) pH
- g) Alcalinidad total
- h) DBO y DQO



Fotografía 5-1. Extracción de lodo primario previo a la adición de cal.

5.2 Métodos analíticos

5.2.1.1 pH

El pH es la forma común de expresar la concentración del ion hidrógeno en las soluciones acuosas. La medición se realizó directamente sobre la muestra, con un medidor de pH/mV Denver Instruments UB-10.

5.2.1.2 Alcalinidad

La alcalinidad de un agua es su capacidad para neutralizar ácidos y constituye la suma de todas las bases valorables. El método 2320 B de Standard methods for examination of water and wastewater (American Public Health Association, 1995), consiste en la valoración con un ácido fuerte hasta pH de 4.3. A pH 4.3 más del 99% del bicarbonato del sistema es convertido a CO₂. Sin embargo al hacer esta valoración se considera más del 80% de los de ácidos grasos volátiles, compuestos presumiblemente abundantes en los sistemas anaerobios. (Hill & Jenkins, 1989)

La valoración hasta pH 5.75, se ajusta mucho mejor al valor real de alcalinidad debida al bicarbonato (Hill & Jenkins, 1989). En el presente trabajo se realiza una valoración de la alcalinidad en dos pasos, primero a 5.75 y posteriormente a 4.3. Tomando estos dos puntos finales de pH, se definen tres parámetros de medida de la alcalinidad: alcalinidad total (AT) medida al punto de pH 4.3; alcalinidad parcial (AP), asociada a la alcalinidad al bicarbonato, medida al punto de pH 5.75 y alcalinidad intermedia (AI), asociada a la concentración de AGV, y estimada como la diferencia de ambas.

La valoración se realizó con ácido sulfúrico de normalidad exacta conocida con medida continua del pH, hasta los dos puntos citados. El instrumental utilizado fue el mismo que el utilizado para medir el pH.

5.2.1.3 **Sólidos totales y volátiles**

La determinación del contenido de sólidos totales (ST) y de sólidos volátiles (SV) se realizó de acuerdo con el método 2540 B y 2540 E de Standard methods for examination of water and wastewater (American Public Health Association, 1995)

Los ST se determinaron mediante el peso del residuo seco, secado a 103-105 °C durante 48 horas en una estufa Thermo Modelo 6542. La determinación de los sólidos volátiles (SV) se realizó sobre la misma muestra, mediante calcinación a 550°C durante 2 horas en mufla Fisher Scientific Isotemp®.

5.2.1.4 **Demanda química de oxígeno**

Se aplicó el método 5220 D de Standard methods for examination of water and wastewater (American Public Health Association, 1995), conocido como refluo cerrado y valoración colorimétrica.

Las muestras de lodo se diluyeron de forma que la concentración se mantuviera en el rango de 50 a 500 mg/l de DQO. Las muestras se digirieron en tubos con tapa de rosca de 10 ml, utilizando 2 ml de muestra diluida. La cantidad de reactivos se adicionaron según la metodología utilizada. La digestión se realizó en baño de aceite a 150°C por 2 horas. Se midió la absorbancia de las muestras digeridas a 600 nm, utilizando un espectrofotómetro Spectronic Gnesys 20.

5.2.1.5 **Nitrógeno Kjeldahl**

El método Kjeldhal determina el nitrógeno en estado trinegativo. No tiene en cuenta el nitrógeno en forma de azida, azina, azo, hidrazona, nitrato, nitrito, nitrilo, nitroso, oxamina y semicarbazona. Sin embargo, se asocia a nitrógeno total, por considerar las fracciones más importantes de formas nitrogenadas en los residuos animales, nitrógeno orgánico y amoniacal.

Se utilizó como referencia el método NMX-AA-026-SCFI-2001. La muestra fue añadida en cantidades de 0.5 a 1.0 gramos y fueron diluidas a 100 ml con agua destilada. Se adicionaron 5 gotas de alcohol metílico para evitar la formación de espumas durante la destilación. La destilación se realizó en destilador Tecator Kjeltex System 1002.

5.2.1.6 **Fósforo Total**

Se realizó la determinación del fósforo total mediante digestión y colorimetría. La preparación de la muestra se realizó siguiendo el método 4500-P B mediante digestión con ácido sulfúrico y ácido nítrico concentrados de Standard methods for examination of water and wastewater (American Public Health Association, 1995).

Posteriormente se determina la concentración de fósforo total como fosfato utilizando el método 4500-P C de Standard methods for examination of water and wastewater (American Public Health Association, 1995), con medición de la absorbancia a 400 nm en espectrofotómetro Perkin Elmer UV/VIS Lambda 2S.

5.3 Cuantificación de actividad metanogénica

Los ensayos de actividad metanogénica fueron realizados a temperatura ambiente con el principio de desplazamiento de líquido (NaOH 3% m/v), con el fin de registrar el volumen de líquido desplazado. Se utilizó bolsas de suero conectadas al reactor mediante un catéter, el cual conduce el biogás hacia la solución de NaOH, mientras que otro catéter conduce la solución de NaOH hacia el aparato de medición, en este caso una probeta. En la Figura 5-1 se muestra un ejemplo del sistema utilizado para la cuantificación de la actividad metanogénica.

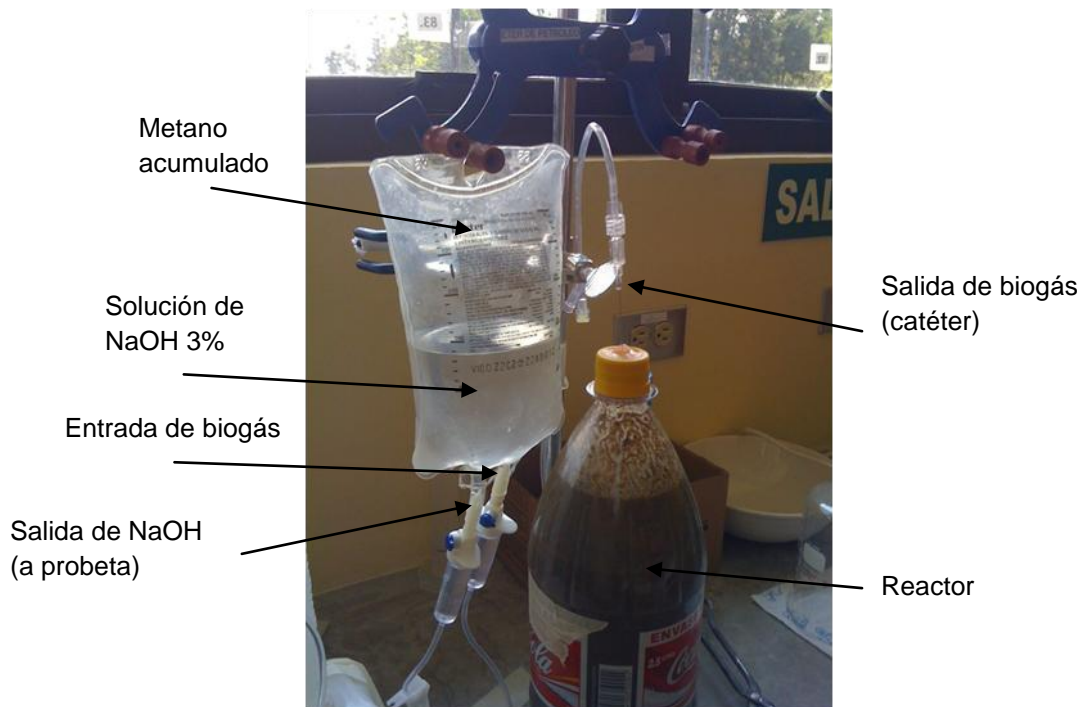


Figura 5-1. Configuración utilizada para los ensayos de actividad metanogénica.

A partir del inicio de la prueba (tiempo cero), diariamente se toman lecturas del volumen de líquido desplazado hacia la probeta, anotando la hora de observación. Los volúmenes acumulados se grafican en función del tiempo, obteniéndose una curva creciente de producción de metano. La pendiente de los gráficos indica la máxima producción de metano por día.

Mediante la relación estequiométrica teórica, donde 350 ml CH₄ equivalen a 1 g DQO digerido (Corujeira, 2002), se puede transformar la producción de metano a gramos de DQO digeridos. Además, suponiendo que la producción de metano se debe únicamente a la concentración de bacterias procedentes del inóculo y que su crecimiento es despreciable durante el ensayo, la pendiente del gráfico se expresa en g DQO/g SVxd, valor que corresponde a la actividad metanogénica específica (AME).

5.3.1 *Ensayo experimental N° 1*

Previo a la realización del ensayo al lodo inóculo y el lodo primario se le determinó la densidad, sólidos totales y volátiles, pH y demanda química de oxígeno (DQO). Con base en estos resultados se determinó las proporciones de lodo inóculo y sustrato para realizar el ensayo. Adicionalmente, se determinó la concentración de nitrógeno amoniacal en el lodo primario.

El ensayo se realizó en reactores de 2500 ml, utilizando como volumen útil 2300 ml. Por cada litro de reactor se aplicó 1 mL de las siguientes soluciones de nutrientes: MgSO₄·7H₂O (0.04 M), CaCl₂ (0.25 M), FeCl₃ (0.001 M) y una solución reguladora de fosfatos (0.06 M KH₂PO₄, 0.12 M K₂HPO₄, 0.23 M Na₂HPO₄, 0.03 M NH₄Cl). Se realizó una la neutralización del pH con NaOH_(s) a razón de 4.3 g por litro de lodo añadido, la cual previamente se determinó que generaba un pH de alrededor de 7.80.

Se utilizó como inóculo lodo anaerobio estabilizado procedente de la planta de tratamiento de lodos de tanques sépticos de la empresa Fumigadora Alto, ubicada en San Isidro del General, Pérez Zeledón. Se extrajo el lodo sedimentado en el fondo de la laguna de estabilización N° 4, alimentada con lodos sépticos, grasas y aceites provenientes de restaurantes de la zona. Al momento del muestreo los lodos se habían mantenido en digestión alrededor de 25 días.



Fotografía 5-2. Plantel de la empresa Fumigadora Alto S.A, Pérez Zeledón.

Tabla 5-1. Características del lodo primario e inóculo

Parámetro	Unidad	Lodo primario	Lodo inóculo
pH		5.30	7.06
Sólidos Totales	% m/m	12	7.5
Sólidos Volátiles	% ST	96	70
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	g/L	196	45
Peso específico	Respecto al agua	1,03	1,01

En la Tabla 5-2 se muestran las ocho diferentes pruebas realizadas; en las cuales se varió la concentración de sólidos volátiles del lodo inóculo (10, 2 y 0 g SV/l), analizando su efecto en la capacidad de degradar el lodo primario. Además, en algunos reactores se limitó la disponibilidad de nutrientes, mientras que en otros reactores no se realizó la alcalinización del lodo primario, funcionando como un reactor de control.

Tabla 5-2. Ensayos de actividad metanogénica realizados.

Reactor	Volumen de lodo inóculo(l)	Volumen de lodo primario (l)	Masa de NaOH (g)	Nutrientes	Concentración de lodo inóculo (g SV/l)
R1	0.5	1.8	Sí	Sí	10
R2	0.5	1.8	Sí	Sí	10
R3	0.1	2.2	Sí	Sí	2
R4	0.1	2.2	Sí	Sí	2
R5	0.5	1.8	No	Sí	10
R6	0.5	1.8	Sí	No	10
R7 (Control)	0	2.3	Sí	No	0
R8 (Control)	0	2.3	No	No	0



Fotografía 5-3. Reactores al inicio del ensayo experimental #1.

5.4 Ensayo experimental N° 2

El ensayo se realizó en cinco reactores de 2500 ml, con un volumen útil de 2000 ml. No se realizó aplicación de nutrientes y la neutralización se realizó adicionando 250 ml de una solución de NaOH 0.6 N. Previo al ensayo se midió el pH de cada reactor y se determinó la alcalinidad bicarbonática y total.

Para la realización de este ensayo se utilizaron dos tipos de inóculos:

- Lodo anaerobio de tanques sépticos estabilizado.
- Microcat®.

El lodo anaerobio se extrajo de los filtros de secado de la planta de tratamiento de lodos de tanques sépticos de la empresa Fumigadora Alto, ubicada en San Isidro del General, Pérez Zeledón. Al momento del muestreo el lodo tenía un tiempo de digestión de 22 días.



Fotografía 5-4. Filtro lento de lodo anaerobio estabilizado.



Fotografía 5-5. Lodo anaerobio estabilizado luego del filtro lento.

Microcat® es un producto comercialmente disponible, el cual es recomendado para la aplicación en sistemas de digestión anaerobia. Este producto contiene poblaciones bacterianas liofilizadas específicas para procesos anaerobios, el cual se agrega de forma directa a los sustratos para iniciar la degradación anaerobia.

Previamente al lodo inóculo y el lodo primario se le determinó la densidad, sólidos totales y volátiles, pH y demanda química de oxígeno (DQO). Al lodo primario se le determinó la concentración de nitrógeno amoniacal y total, además, de la concentración de fósforo total.

Este ensayo se prolongó un periodo de 350 horas, posterior al cual se determinó el pH del lodo y se adicionó $\text{Ca}(\text{OH})_2$ a razón de 0.35 g/l al lodo para evaluar su efecto en el pH del medio.

Tabla 5-3. Características del lodo primario e inóculo.

Parámetro	Unidad	Lodo primario	Lodo inóculo
pH		5.43	6.67
Sólidos Totales	% m/m	12.3	9.7
Sólidos Volátiles	% ST	91	63
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	g/L	105	31
Alcalinidad bicarbonática	mg CaCO ₃ /l	622	3023
Alcalinidad Total	mg CaCO ₃ /l	5600	6401
Peso específico	Respecto al agua	1.02	1.02

Tabla 5-4. Ensayos de actividad metanogénica realizados.

Reactor	Concentración de lodo inóculo (g SV/l)	Microcat® (g)	Volumen de lodo primario (l)	ml NaOH (0.6 N)	Nutrientes
R1	2.5	-	1.9	250	No
R2	2.5	-	1.9	250	No
R3	-	5	1.9	250	No
R4	-	5	1.9	250	No
R5 (Control)	-	-	1.9	0	No



Fotografía 5-6. Reactores durante los ensayos de actividad metanogénica.

5.5 Resultados y discusión

En la

Tabla 5-5 se muestran los resultados de la caracterización realizada a los lodos primarios. Estos resultados muestran que la mayor parte de la materia orgánica en el lodo corresponde a grasas y aceites. Además, el contenido de nitrógeno evidencia la presencia de material de origen proteico dentro del lodo.

Estas moléculas son susceptibles a la descomposición por vías anaerobias previa la fase de hidrólisis, en la que enzimas extracelulares secretadas por los microorganismos se encargan de convertirlos en moléculas de ácidos grasos y aminoácidos, que a su vez son sintetizadas por los microorganismos acetoclásticos.

Tabla 5-5. Parámetros físico-químicos del lodo primario.

Parámetro	Unidad	Valor
pH		5.30
Sólidos Totales	% m/m	9.7
Sólidos Volátiles	% m/m	9.3
Demanda Química de Oxígeno (DQO)	mg/kg	116 000
Demanda Biológica de Oxígeno (DBO)	mg/kg	61 600
Grasas y Aceites	% m/m	7.3
Carbono Orgánico Total	% m/m	4.4
Nitrógeno Total	mg/kg	2200
Fósforo Total	mg/kg	565
Alcalinidad Total (RM expresado como CaCO ₃)	mg/kg	100

Fuente: Laboratorio Lambda, resultado de análisis # 218,364.

La relación DBO/DQO del lodo primario del sistema de flotación es de 0.53, esto evidencia que parte de la DQO es susceptible a degradación y existe potencial para tratar el lodo por vías biológicas tal como la digestión anaerobia.

El pH de los lodos se encuentra por debajo o muy cercano a 6, el cual es el límite inferior donde los microorganismos anaerobios se desarrollan. Además, la alcalinidad de los lodos es baja con respecto a las necesidades de alcalinidad de un sistema anaerobio, aproximadamente 2500 mg/l. Ante lo cual se hace necesario tomar en cuenta durante el diseño del sistema de tratamiento, que se debe realizar una alcalinización previa al ingreso de los lodos crudos al tanque de digestión anaerobio.

5.5.1 *Ensayo experimental N° 1*

Durante la primera semana se observó que los lodos se iniciaron a acumular en la zona superior de los reactores, además, se observaba una consistencia esponjosa en el lodo. Lo anterior, da indicios del inicio de la producción de biogás en el reactor. El biogás que inicia a acumularse en el lodo se mantiene atrapado en el lodo ocasionando que la densidad aparente del lodo disminuya y este se acumule en la parte superior del reactor, causando la estratificación observada.

En las siguientes semanas se observó como el lodo iniciaba un proceso de sedimentación hacia el fondo del reactor. Conforme el biogás sale del reactor ocasiona que el lodo aumente la densidad aparente y sedimente. Este comportamiento es típico de los reactores de baja carga, en el cual el lodo estabilizado sedimenta y se acumula en la zona inferior de los digestores.

Este comportamiento de estratificación cobra importancia ya que los equipos para la recirculación del lodo instalados en los sistemas anaerobios de

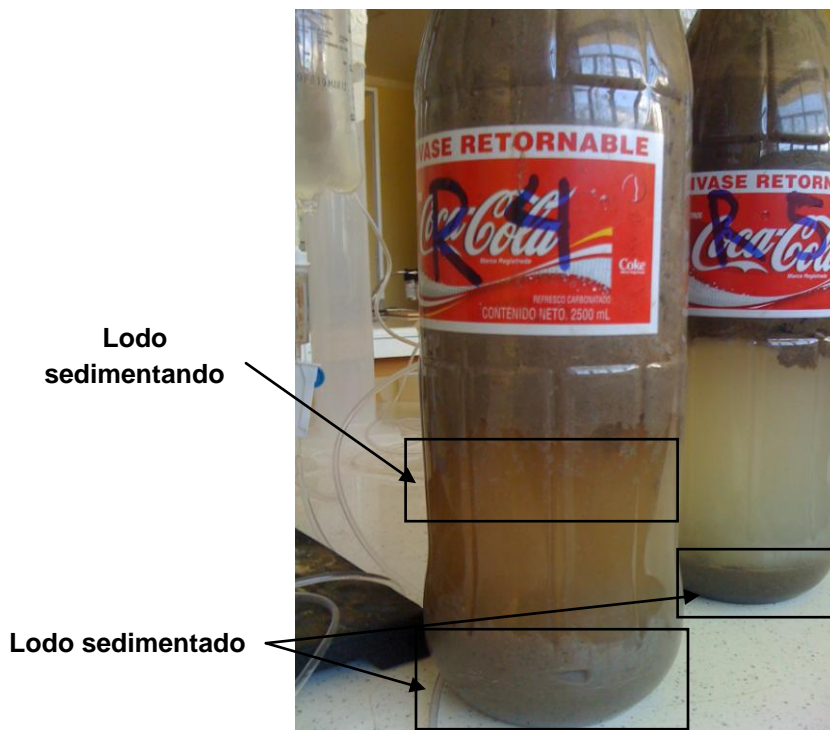
alta carga intentan evitar esta estratificación, logrando mantener constantemente el contacto entre la biomasa bacteriana y el sustrato sujeto a degradación.



Fotografía 5-7. Reactores en la primera semana del ensayo.



Fotografía 5-8. Acumulación del lodo en la zona superior del reactor R5.



Fotografía 5-9. Estratificación del lodo al interior de los reactores.

En la Figura 5-2 se muestran las curvas de producción de metano para los reactores de R1, R3 y R4. La curva del reactor R2 no se muestra debido a que durante la segunda semana se observó que presentaba una fuga de gas, por lo que se descartó este reactor. El reactor R1 se inoculó a una concentración de 10 g SV/l de lodo inóculo, mientras que los reactores R3 y R4 la concentración de lodo inóculo fue de 2 g SV/l. Además, la adición de alcalinidad y nutrientes en cada caso fue la misma.

La mejor curva de producción de metano se obtuvo para el reactor R1, sin embargo, con una concentración menor de inóculo el comportamiento fue similar. El reactor R1 logró desarrollar una mayor producción de metano, y por ende un mejor potencial estabilización del lodo residual, al convertir una mayor cantidad de la demanda química de oxígeno a biogás.

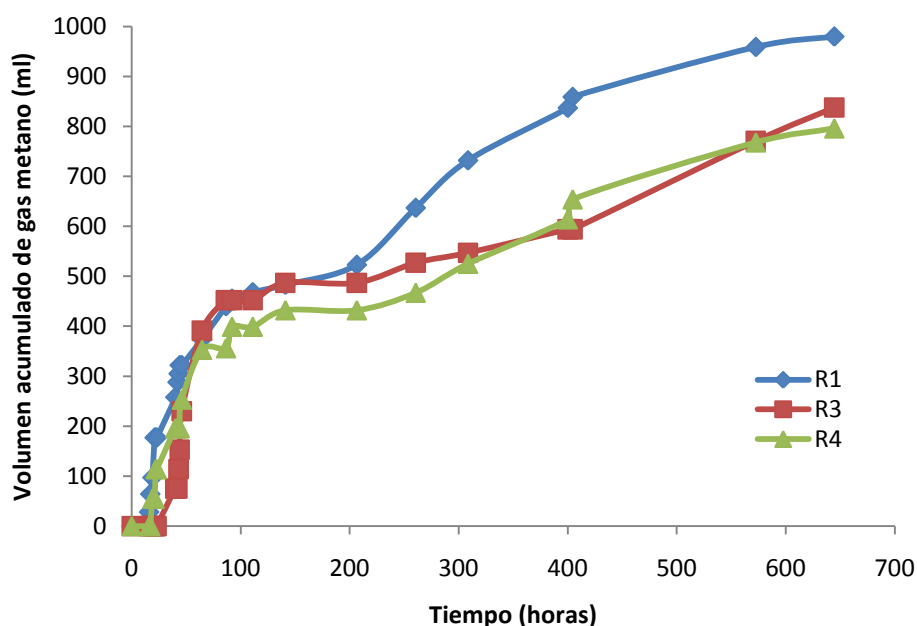


Figura 5-2. Efecto de la concentración del inóculo en la producción de metano.

A pesar que la mayor concentración de lodo inóculo logró una mayor producción de metano, no implicó una actividad metanogénica mayor. Ya que como se observa en las curvas de producción de metano, en las zonas de cada curva donde se observa la mayor pendiente (Primeras 100 horas), ésta es muy similar para ambas concentraciones de lodo inóculo.

Tabla 5-6. Producción de metano y actividad metanogénica máxima.

Reactor	Volumen acumulado de metano (ml)	AME (g DQO/g SSV*d)
R1	980	0.017
R3	838	0.121
R4	796	0.098
R5	460	0.025
R6	920	0.021
R7	601	-
R8	535	-

Para analizar el valor de actividad metanogénica obtenido se debe de tomar en cuenta que los valores reportados por la literatura, se realizan con menor concentración de sustrato (2000-10000 mg/l de DQO) y son llevados a cabo a temperaturas entre 30-35°C.

Al comparar los resultados de actividad metanogénica obtenidos con los reportados en la literatura para lodos domésticos digeridos, se observa que los valores se encuentran dentro del rango establecido de 0.2-0.02 g DQO/g SV·d (Ver Tabla 4-5). Tomando en cuenta que el ensayo se realizó a temperatura ambiental (20-25°C), y la cantidad de sustrato fue elevada (mayor a 100 000 mg/l de DQO) los resultados obtenidos demuestran que los microorganismos anaerobios empleados son capaces de utilizar el lodo primario en un proceso de degradación anaerobio.

El valor de actividad metanogénica fue mayor cuando se aplicó una menor concentración de lodo inóculo (2 g SV/l en R3 y R4); sin embargo, la producción de biogás fue menor. Este hecho se debe a que al determinar la pendiente de los gráficos de producción de biogás, ésta es inversamente proporcional a la concentración de sólidos volátiles del inóculo en el reactor. Esto demuestra que una mayor concentración de inóculo no conlleva una mayor actividad del lodo; sino, que únicamente al adicionar más biomasa del inóculo se logra procesar una mayor cantidad de sustrato, mas no, un mejoramiento en el valor de actividad metanogénica.

La adición de nutrientes tiene un efecto en la cantidad de metano producido. Al comparar las curvas de producción de metano entre los reactores R1 y R6 se observa un comportamiento similar. Lo anterior demuestra que el lodo sustrato posee los nutrientes necesarios para llevar a cabo el proceso de degradación anaerobia. Sin embargo, la curva del reactor R6 (sin nutrientes adicionados) siempre se mantuvo por debajo del reactor R1 (Figura 5-3).

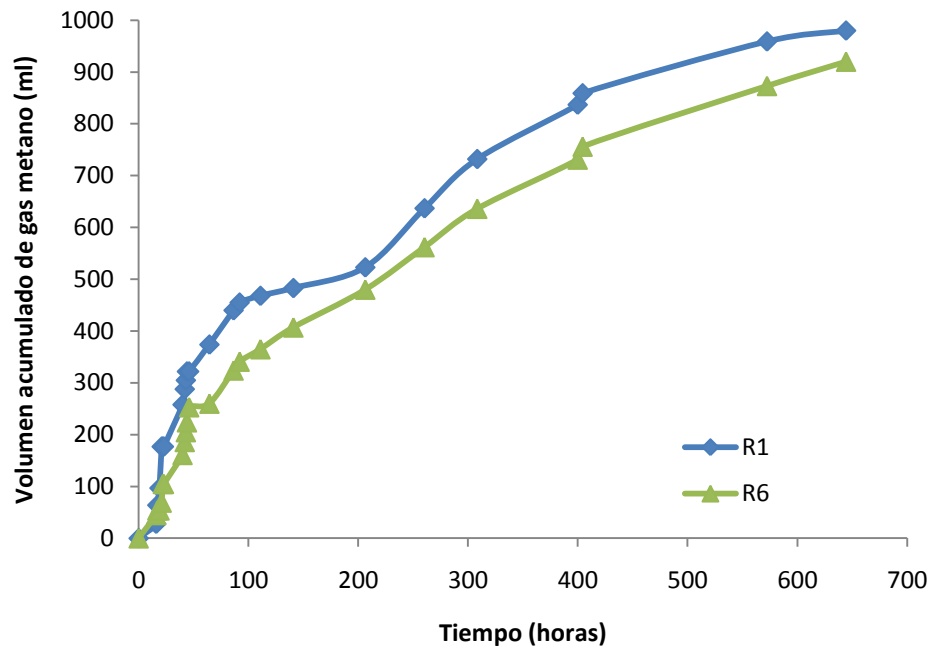


Figura 5-3. Efecto de la adición de nutrientes en la producción de metano.



Fotografía 5-10. Reactores durante el ensayo experimental #1.

Otro de los aspectos analizados mediante los ensayos fue si la adición de NaOH al lodo crudo es necesaria para la operación del reactor. La Figura 5-4 muestra la curva de producción de metano para los reactores R5 y R8. En el reactor R5 únicamente se eliminó el NaOH, mientras que en el reactor R8 no se aplicó lodo inóculo, nutrientes y NaOH, por lo que corresponde únicamente al lodo primario. En ambos reactores luego de 300 horas de operación se observó disminución en la producción de metano.

Durante la fase acidogénica, los sistemas anaerobios se generan ácidos grasos, que de no ser convertidos rápidamente a metano o neutralizados, disminuyen el pH del sistema a niveles donde las bacterias metanogénicas son incapaces de realizar su metabolismo. Debido a esto, cuando se elimina la aplicación de alcalinizante los reactores se acidifican, dando al traste con el proceso anaerobio.

En los reactores de control R7 y R8 se obtuvo producción de metano, lo que demuestra que el lodo primario, puede por sí mismo, iniciar un proceso de degradación anaerobio. Sin embargo, la producción de metano fue mucho menor comparado cuando se utilizó lodo inóculo (Figura 5-5).

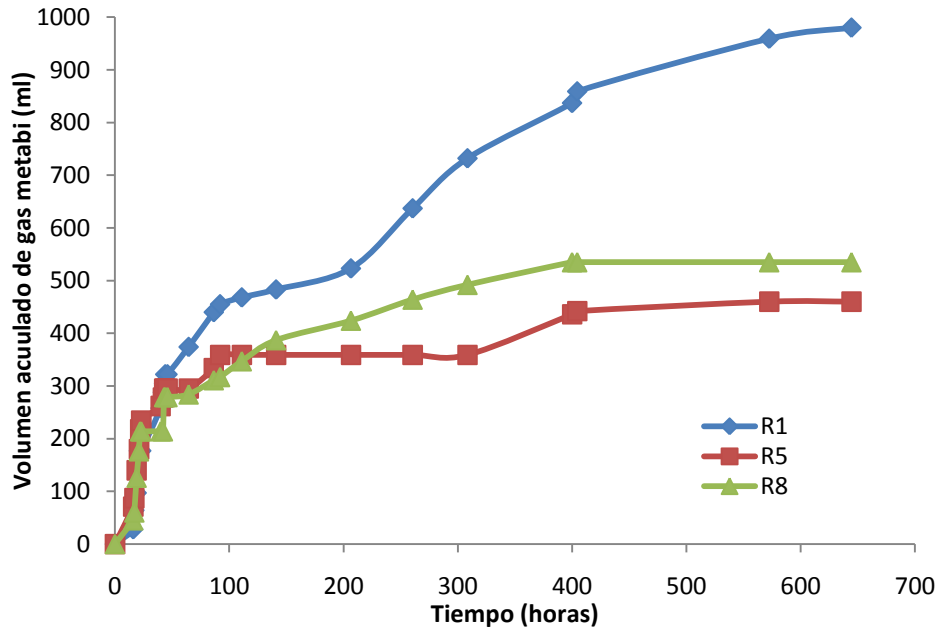


Figura 5-4. Efecto de la adición de NaOH en la producción de metano.

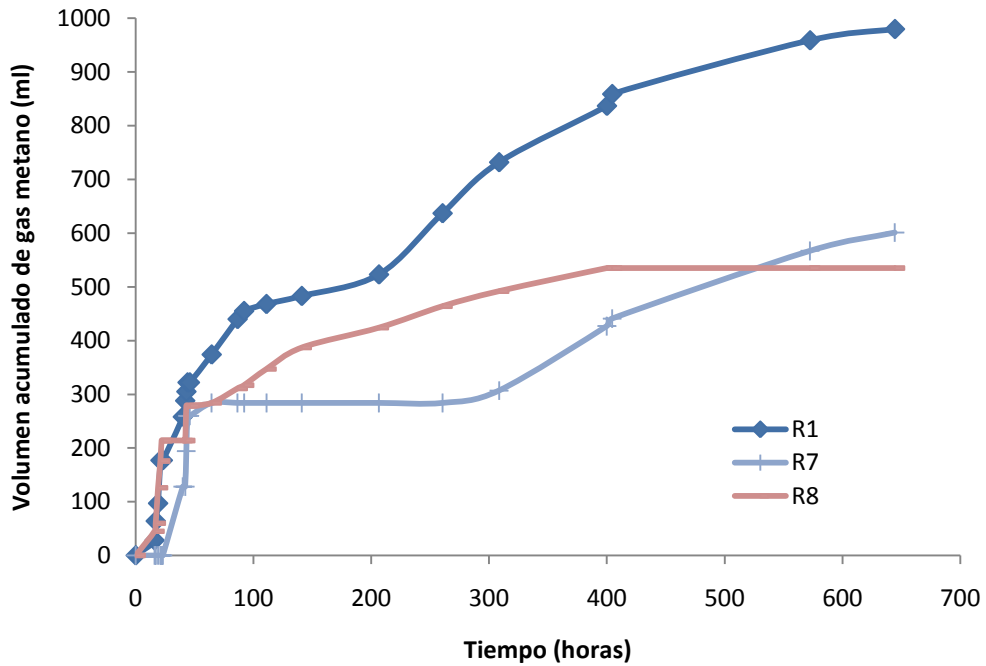


Figura 5-5. Producción de metano para los reactores de control.

5.5.2 *Ensayo experimental N° 2*

Otro de los aspectos analizados incluyó la determinación de las concentraciones de nitrógeno y fósforo presentes en el lodo, tanto por el efecto inhibitorio del amonio, así como las necesidades nutricionales de la digestión anaerobia.

Tabla 5-7. Concentraciones de nitrógeno y fósforo en el lodo primario.

Parámetro	Unidad	Ensayo 1	Ensayo 2
Demanda Química de Oxígeno	mg/kg	196 000	104 000
Nitrógeno amoniacal	N-NH ₄ mg/kg	234	800
Nitrógeno Total Kjeldahl	N-N _k mg/kg	4048	3918
Fósforo total	mg P-PO ₄ ³⁻ /kg	-	3167
Relación N/DQO	g N/ kg DQO	21	38
Relación P/DQO	g P/ kg DQO	ND	9

ND: No determinado

Las concentraciones de nitrógeno amoniacal no sobrepasaron los 1000 mg/kg, por lo que la inhibición por amonio no representa un problema. Los requerimientos de nitrógeno y fósforo como nutrientes principales en un sistema anaerobio rondan los 55-85 g/kg DQO y 7-18 g/kg DQO respectivamente. La concentración de fósforo total del lodo primario es suficiente, sin embargo, el contenido de nitrógeno total se encuentra en menor cantidad de la recomendada (Tabla 5-7). Sin embargo, algunos autores permiten un rango más amplio en cuenta a las necesidades de nitrógeno, recomendando una concentración mínima de 10 gN/kg DQO y máxima de 100 gN/kg DQO (Instituto Mexicano de Tecnología del Agua, 1996).

Los resultados anteriores demuestran que el lodo primario posee el contenido de nutrientes prioritarios para llevar a cabo del proceso de degradación anaerobia. Sin embargo, la adición de nutrientes también mejoró la generación de metano como se observó en los resultados del ensayo experimental N°1.

Tabla 5-8. Relación de alcalinidad para el lodo primario e inóculo.

Alcalinidad	Unidad	Lodo primario	Lodo inóculo
Bicarbonática	mg CaCO ₃ /l	622	3022,6
Total	mg CaCO ₃ /l	5600	6400,8
Relación α		0.11	0.47

El lodo primario crudo posee una alcalinidad total de 5600 mg CaCO₃/l, sin embargo, únicamente 622 mg CaCO₃/l corresponden a alcalinidad bicarbonática. Esto resulta en una α de 0.11, por lo que existe un alto riesgo de inestabilidad durante la puesta en marcha y operación del sistema anaerobio. No así el lodo inóculo, en el que la relación α es de 0.47.

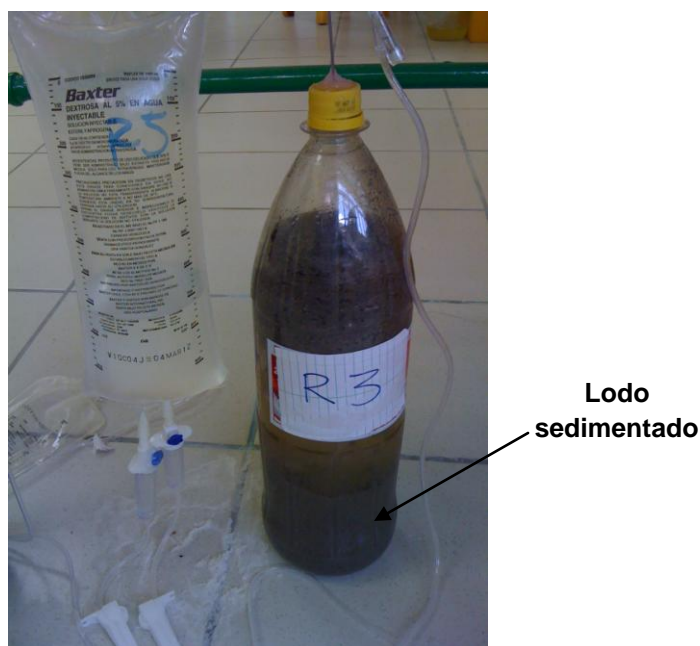
En la Tabla 5-9 se muestra los resultados de la alcalinidad luego de la adición de 250 ml de una solución de NaOH 0.6 N. La adición del NaOH logró aumentar la relación alfa del sustrato de 0.11 hasta un promedio de 0.41. Lo anterior, demuestra que se logró aumentar, tanto la alcalinidad total, así como la alcalinidad bicarbonática del lodo sustrato.

Tabla 5-9. pH y alcalinidad del lodo primario al adicionar 250 ml de NaOH 0.6 N.

Alcalinidad	Unidad	Valor
pH	-	7.40
Bicarbonática	mg CaCO ₃ /l	5512
Total	mg CaCO ₃ /l	12 588
Relación α		0.44

Cuando se adiciona NaOH en un reactor anaerobio como alcalinizante, este reacciona con el CO_{2(g)} presente en el medio, formando el ión carbonato ácido y posteriormente el ión bicarbonato, lográndose así suministrar alcalinidad bicarbonática. Sin embargo, el lodo sustrato no ha pasado por un proceso de degradación anaerobio previo, por lo que la presencia de CO_{2(g)} en el medio se considera baja.

Al igual que en el ensayo experimental N°1 se presentó la estratificación del lodo en los reactores. En la primera semana se observó una acumulación del lodo en la zona superior del reactor, el cual, fue sedimentando conforme el biogás salía.



Fotografía 5-11. Estratificación del lodo en el reactor R3.

En cuanto al valor de la actividad metanogénica este se mantuvo similar con respecto a los resultados obtenidos en el ensayo experimental N°1. Además, las curvas de producción y volumen acumulados de metano fueron similares al comparar ambos experimentos durante las primeras 350 horas. Los reactores R2 y R4 presentaron una fuga de biogás durante el transcurso de la prueba por lo que no se muestran los resultados.

Tabla 5-10. Actividad metanogénica específica y volumen acumulado de metano.

Reactor	Volumen acumulado de metano (ml)	AME (g DQO/g SV*d)
R1	505	0.030
R3	480	0.036
R5	0	-

Mediante este ensayo se logró comparar la producción de metano utilizando un cultivo de bacterias anaeróbicas específicamente utilizadas en sistemas de digestión anaerobia, con el lodo anaerobio utilizado como inóculo. En la Figura 5-7 se presenta los resultados de las pruebas de actividad metanogénica. Tanto en el reactor que utilizó el cultivo bacteriano así como el reactor que fue inoculado con lodo anaerobio, la producción de metano fue bastante similar. Lo anterior demuestra que dentro del lodo anaerobio podemos encontrar la población bacteriana necesaria para llevar a cabo el proceso de digestión anaerobia. Además, que el lodo primario no resulta tóxico para los microorganismos anaerobios y son capaces de desarrollar un proceso de degradación anaerobia.

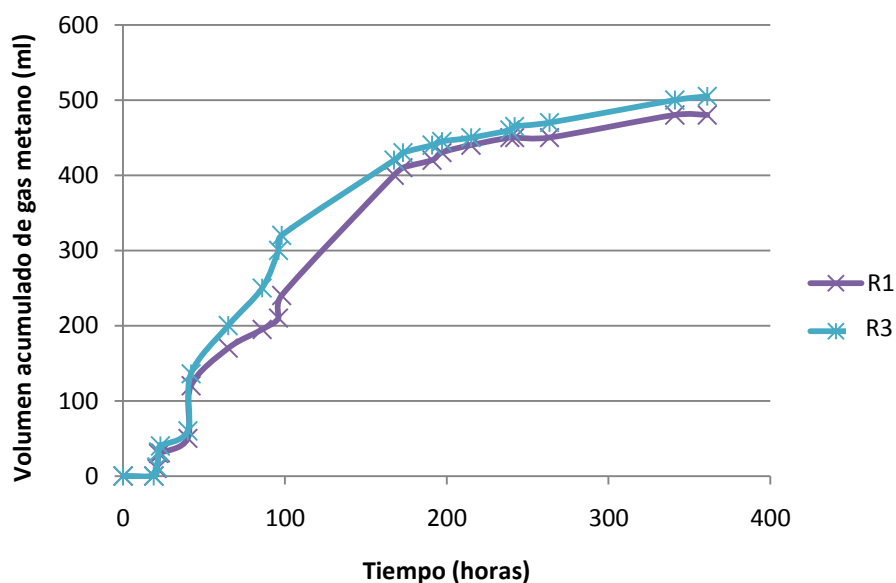


Figura 5-7. Producción de acumulada de metano en el ensayo experimental N°2.

Al cabo de 350 horas se extrajeron los lodos y se midió el pH. Este disminuyó a 6.79 y 6.74 en los reactores R1 y R3, lo que evidencia que se logró obtener una regulación del pH del lodo en el reactor. Este hecho es de importancia, ya que determina la necesidad de alcalinizar el reactor para evitar que el pH siga descendiendo y mantenerlo próximo a 7.

Las necesidades de alcalinización de un sistema de digestión dependen de las condiciones en un momento dado y deben de ser determinadas durante la operación del digestor. Sin embargo, se realizó una estimación de la necesidad de alcalinización aplicando hidróxido de calcio al lodo extraído de los reactores para elevar su pH a un nivel normal para el proceso anaerobio.

La adición de Ca(OH)_2 a razón de 0.35 g/l de lodo fue suficiente para elevar el pH a 7.50. Este valor de pH permite el desarrollo del proceso anaerobio, por lo que la adición de cal efectuada representa una cantidad suficiente para mantener el proceso. Con base en lo anterior, la aplicación quincenal de 0.35 kg de cal por metro cúbico de reactor es capaz de mantener el pH del sistema estable.

6. SISTEMA DE TRATAMIENTO PROPUESTO

El sistema de tratamiento corresponde a una instalación compuesta por un tanque de almacenamiento temporal, tanque de digestión y obras conexas. El sistema tratará 7 m³ de los lodos primarios procedentes del sistema de flotación por aire disuelto, equivalentes a 2300 toneladas métricas de lodos primarios por año.

Se utilizaron como parámetros de diseño los datos establecidos por la literatura para este tipo de sistemas, así como los resultados obtenidos en la caracterización del lodo y ensayos de digestión anaerobia realizados. La Tabla 6-1 presenta los principales parámetros de operación determinados, los cuales se detallan en la memoria de cálculo realizada (Anexo 1).

Tabla 6-1. Parámetros de operación del sistema de digestión anaerobio.

Parámetro	Unidad	Valor
Tipo de digestor	-	Mezcla completa (sin calentamiento)
Temperatura de trabajo	°C	20
Volumen de digestión	m ³	250
Tiempo de retención	d	36
Caudal de lodos	m ³ /d	7
DQO influente	mg/kg	120 000
Carga volumétrica de sólidos volátiles	Kg SSV/m ³ xd	2,6
Producción estimada de biogás	m ³ /d	81

6.1.1 *Tanque de digestión*

Como tanque de digestión se aprovecha un tanque previamente construido por la empresa y actualmente en desuso.



Figura 6-1. Tanque en desuso a utilizar para el proceso de digestión.

El tanque a utilizar presenta fisuras sobre sus paredes, por lo que el agua se infiltra hacia el mismo. Para eliminar este inconveniente se debe realizar una impermeabilización mediante el repello de todas sus paredes.

6.1.2 Cobertura del tanque de digestión

Para la cobertura del tanque de digestión se optó por utilizar una cobertura de tipo fijo de volumen variable, ya que facilitaría la instalación de la misma. La cobertura se realiza utilizando una geomembrana de polietileno de baja densidad, la cual es anclada de manera impermeable al tanque de digestión. Este sistema de cobertura será suministrado por la empresa AMANCO, quien ha realizado la instalación de este tipo de coberturas en lagunas anaerobias.

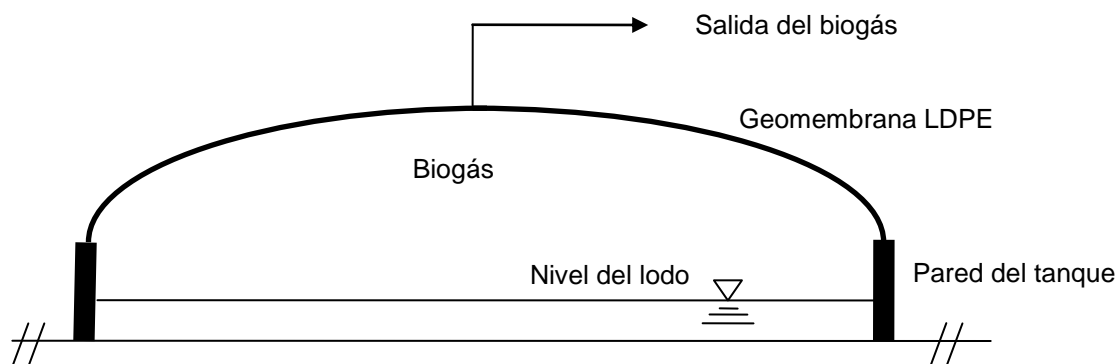


Figura 6-2. Cobertura del tanque de digestión.



Figura 6-3. Ejemplo de cobertura instalada por AMANCO en una laguna anaerobia (geomembrana de LDPE).

El anclaje de la geomembrana se realiza a través de una barra de polietileno de alta densidad que se fija directamente sobre la parte superior de la pared del tanque. Una vez instalada la barra, la geomembrana se coloca sobre el tanque y se realiza la termofusión de la barra y la geomembrana. Esto logra una cobertura impermeable, capaz de variar su volumen según la producción del biogás dentro del digestor. En la sección de Anexos se presenta las especificaciones del sistema de anclaje.

6.1.3 Sistema de quemado de biogás

Inicialmente, el biogás no será recuperado, por lo que es necesaria la instalación de un sistema de quemado previo a la liberación al aire. Los parámetros de operación del sistema de quemado se describen en la Tabla 6-2.

Tabla 6-2. Parámetros de operación del sistema de quemado de biogás.

Parámetro	Unidad	Valor
Caudal máximo	gal/min	20
Caudal mínimo	gal/min	0
Presión de trabajo	psi	0.5
Velocidad media	m/s	0.32

El sistema de quemado de biogás será suministrado por la empresa SETEC, S.A y está conformado por los siguientes dispositivos:

- Flujómetro para el biogás.
- Válvulas de seguridad.
- Apaga llamas.
- Separador de condensados.
- Manómetros.
- Filtro de H₂S.
- Quemador y antorcha de encendido automático.

6.1.4 **Sistema de mezcla de lodos**

En sistemas de digestión anaerobios se da la presencia de ácidos orgánicos disueltos en el lodo, además, en el gas producido se pueden encontrar cantidades pequeñas de H_2S y otros gases. Esto lo convierte en un ambiente altamente corrosivo y agresivo para los equipos, que se encuentran en contacto directo con el lodo. Además, por el tipo de cobertura del tanque, la misma no se puede remover con facilidad, ya que implica la paralización del proceso. Ante lo anterior, es necesario tomar las provisiones necesarias para evitar problemas en los equipos y/o resolverlos con cierta facilidad, sin tener que detener por completo el proceso de digestión.

Para el diseño del sistema de mezclado se optó por un sistema de bombeo mecánico; el cual, mediante una bomba ubicada en el exterior del tanque toma lodo del interior del mismo y lo recircula. Esto permite dar mantenimiento a los equipos, sin realizar un vaciado del tanque, ni recurrir a su abertura en caso de mal funcionamiento. Además, se diseña un sistema de tuberías externo para la conducción del lodo recirculado, de modo que permita su fácil mantenimiento.

La recirculación del lodo se da desde la parte central superior del tanque y realiza 8 descargas de recirculación. Estas se ubican en el fondo y se posicionan a lo largo de la circunferencia del tanque de digestión. Se ubican igual número de descargas en la zona superior para romper las espumas que se generan en este tipo de sistemas. Por último, una tubería de succión se coloca en el fondo del tanque, de modo que permite realizar la extracción de lodo digerido del sistema y enviarlo hacia el sistema de secado.

La bomba a utilizar es de tipo centrífuga inatascable diseñada para el trasiego de líquidos con altas concentraciones de sólidos. La misma es recomendada por el fabricante para la utilización en sistema de recirculaciones de digestores, por lo que su capacidad está comprobada para la aplicación requerida.

El diseño del sistema de tuberías para la recirculación del lodo, el cálculo de las pérdidas y el equipo de bombeo seleccionado se muestran en los Anexos.

6.1.5 **Obras conexas**

Se utilizará un tanque para el almacenamiento de los lodos primarios previo a su aplicación al sistema de digestión. En el tanque se realizará la aplicación de químicos, lodo como inóculo, muestreos, entre otros.

El tanque a utilizar ya se encuentra construido, posee un volumen de aproximadamente 10 m^3 y cuenta con un sistema de agitación. Por lo que no es necesaria la construcción del mismo. Este sistema será conectado con el equipo de bombeo del digestor, de modo que no será necesario instalar una bomba adicional.

Para la preparación y aplicación de químicos se colocará una tanqueta plástica con una capacidad de 1 m^3 . La tanqueta se colocará en un espacio adyacente al tanque de almacenamiento previo y la aplicación de la solución de químicos se realizará por gravedad. Se preverá de una tubería de agua para la preparación de las disoluciones requeridas.

Para la deshidratación del lodo estabilizado se utilizará el filtro prensa que actualmente se encarga de filtrar el lodo crudo. Una vez deshidrato el lodo, será dispuesto junto con los lodos primarios tratados mediante el sistema de estabilización alcalina.

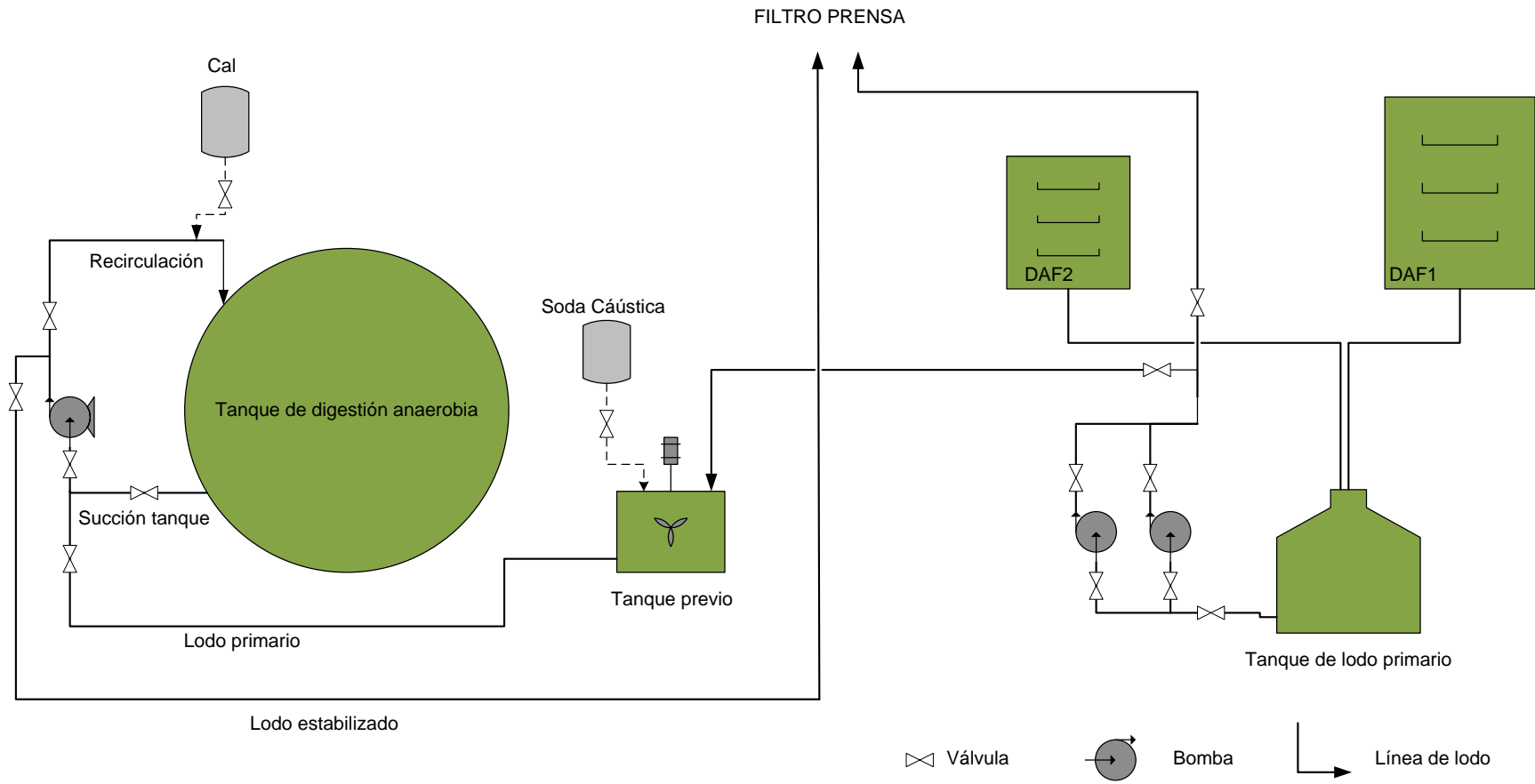


Figura 6-4. Diagrama de flujo del sistema de digestión anaerobia propuesto.

6.2 Arranque y operación del sistema de digestión

Para el arranque del sistema de digestión se recomienda utilizar los lodos anaerobios utilizados durante la realización de los ensayos. Los cuales demostraron tener una buena actividad metanogénica cuando se aplica el lodo primario como sustrato.

La estrategia que se propone para el arranque del sistema de digestión se plantea de la siguiente manera:

1. Inoculación con 100 m³ de lodo anaerobio inóculo.
2. En el tanque previo, mezclar el lodo primario con la soda cáustica.
3. Carga del reactor con 7 m³ de lodo primario neutralizado.
4. Mantener en recirculación completa durante 3 días.
5. Realizar nuevas cargas al tanque hasta completar 250 m³.
6. Verificar que la relación entre alcalinidad bicarbonática y total se mantenga de 0.5 a 0.7.
7. Permitir un periodo de aclimatación hasta que la DQO dentro del digester haya alcanzado un valor de 60 000 a 50 000 mg/kg.
8. Verificar que la coloración del lodo se torne oscura.
9. Verificar que la producción de biogás aumente y la concentración de CO₂ disminuya.

La operación del sistema consiste en trasladar el lodo primario al tanque de mezcla previo, neutralizar el lodo con hidróxido de sodio y cargar el lodo al tanque de digestión mediante el sistema de recirculación del lodo. Diariamente se debe verificar el pH del lodo dentro del tanque de digestión. Cuando el pH desciende a valores de 6.4-6.5, se debe aplicar cal hasta lograr un aumento del pH hasta 6.8. Una vez que el reactor alcanza las condiciones de operación se realizan las purgas de lodo estabilizado manteniendo el nivel de los dentro del reactor.

Con base en las cantidades de reactivos utilizados durante los ensayos de recomiendan la aplicación de reactivos químicos para la neutralización del lodo y alcalinización del reactor según la expuesto en la Tabla 6-3. Por último, se plantea brindar un seguimiento del sistema durante 3 meses, incluyendo el control de los parámetros descritos en la Tabla 6-4.

Tabla 6-3. Aplicación de reactivos químicos durante la operación del sistema de digestión.

Producto	Frecuencia	Aplicación (kg/m ³)	Volumen de lodo (m ³)	Cantidad (kg)	Sitio de aplicación
Soda caústica	Diario	3	7	21	Tanque previo
Cal	Quincenal	0.35	250	87.5	Tanque de digestión

Tabla 6-4. Parámetros de seguimiento durante el arranque del sistema de digestión.

Parámetro	Frecuencia	Costo (¢/muestra)	Lugar de muestro
Temperatura ambiental	Diario	-	Alrededores del tanque de digestión
Temperatura del lodo	Diario	-	Tanque de digestión
pH entrada	Diaria	-	Tanque previo
pH tanque	Diaria	-	Tanque de digestión
Alcalinidad bicarbonática	Diaria	2000	Tanque de digestión
Alcalinidad Total	Diaria	2000	Tanque de digestión
SV salida	Semanal	4500	Tanque de digestión
DQO salida	Semanal	5000	Tanque de digestión
Color y olor	Diario	-	Lodo digerido
Caudal de biogás	Diario	-	Medidor de flujo de biogás
Contenido de CO₂	Semanal	469 074.3 ^(a)	Tubería de biogás

^(a)Costo del kit para analizar 10 muestras

Una vez establecido una operación normal en el digestor se deben monitorear los parámetros descritos en la Tabla 6-5 con el fin de verificar una operación correcta del sistema.

Tabla 6-5. Parámetros de seguimiento en la operación del sistema de digestión.

Parámetro	Frecuencia	Costo (¢/muestra)	Lugar de muestro
pH entrada	Diario	-	Tanque previo
pH tanque	Diario	-	Tanque de digestión
Alcalinidad bicarbonática	Semanal	2000	Tanque de digestión
Alcalinidad Total	Semanal	2000	Tanque de digestión
SV salida	Mensual	4000	Tanque de digestión
DQO salida	Mensual	4500	Tanque de digestión
Olor	Diario	-	Lodo digerido
Caudal de biogás	Diario	-	Medidor de flujo de biogás

6.3 Costos de instalación y operación

En las siguientes tablas se muestran los costos asociados a la operación e instalación del sistema de tratamiento propuesto.

Tabla 6-6. Costos de operación del sistema de digestión propuesto.

Rubro	Costo	Cantidad	Referencia	Costo mensual (¢)
Soda Caústica	476 ¢/kg	21 kg/día	Tabla 6-3	299 882,00
Cal	143.82 ¢/kg	50 kg/semana	Tabla 6-3	30 921.30
Electricidad	22 ¢/kwh	268 kwh/día	Anexo 5	176 880.00
Mano de obra	300 000.00 ¢/operario	1 operario	Salario base operario	300 000.00
Análisis químicos	16 500 ¢/mes	1	Tabla 6-5	16 500.00
TOTAL				820 890.00

Tabla 6-7. Costos asociados a la instalación del sistema de tratamiento.

Rubro	Costo (€)
Acondicionamiento tanque de digestión	1500 000.00
Sistema de recirculación (Tubería y accesorios)	2 125 000.00
Geomembrana (Instalación incluida)	4 000 000.00
Equipo de Bombeo (Instalación Incluida)	4 000 000.00
Sistema de quemado de biogás (Instalación incluida)	2 500 000.00
Lodo inóculo	3 000 000.00
Puesta en marcha	1 000 000.00
Vigilancia	2 000 000.00
Análisis químicos	582 000.00
Imprevistos (10%)	2 070 700.00
TOTAL	22 777 700.00

7. EVALUACIÓN FINAL

Los resultados obtenidos con la realización del proyecto son prometedores, en cuanto que se demostró que el lodo primario no presenta problemas de toxicidad para los microorganismos anaerobios y suministra las necesidades nutricionales de los microorganismos anaerobios. Además, la utilización de los distintos inóculos bacterianos dio resultados positivos con el fin de ser utilizados durante la puesta en marcha del sistema propuesto, lo que disminuiría el tiempo requerido para la puesta en marcha del sistema.

El diseño del sistema propuesto se logró realizar de tal forma que se aprovechó un tanque actualmente sin utilizar y los equipos necesarios para la construcción son disponibles a través de proveedores a nivel nacional, logrando una reducción en los costos asociados al sistema. Tomando en cuenta que el sistema es capaz de tratar alrededor de 262 toneladas métricas al año de lodo primario en base seca, la inversión de capital por tonelada métrica anual ronda los \$175. En sistemas anaerobios para el tratamiento de desechos orgánicos y residuos municipales instalados en países europeos la inversión de capital por tonelada métrica anual ronda los \$450 a \$950, para plantas con capacidades anuales de 5000-6000 toneladas métricas por año (Egigian, 2004). Lo anterior demuestra que la inversión inicial para el sistema propuesto es baja, sin embargo, se debe tomar en cuenta que la construcción del tanque de digestión no se tomó en cuenta.

7.1 Disposición de lodos

Tomando en cuenta que el contenido de sólidos totales en el lodo es del 12% y de estos el 95% corresponden a sólidos volátiles; 7 m³ de lodo primario que ingresan al digester por día corresponden a una carga de sólidos de 865.2 kg de sólidos secos por día, de los cuales 822 kg corresponden a sólidos volátiles.

En la memoria de cálculo del digestor (Anexo 1) se estima con base en el tiempo de retención del digestor que la reducción del contenido de sólidos volátiles del lodo una vez estabilizado es de 67%; sin embargo, se toma como referencia que la reducción que se alcanza en el digestor es del 50%.

La reducción de los sólidos volátiles alcanza los 400 kg diarios, además, tomando en cuenta que la cantidad de cal que se debería adicionar para realizar la estabilización del lodo y el precot del filtro prensa, la disminución de la cantidad de sólidos volátiles evita utilizar 236 kg de cal. Es decir, que la reducción en la masa de sólidos secos a disponer es de aproximadamente 650 kg y considerando al final de la deshidratación una humedad del 50%, se evita disponer alrededor de 1300 kg diarios.

Con base en el costo de transporte y disposición de los lodos (¢23 000.00/ton), el ahorro potencial por concepto de disposición es de ¢10 465 000.00 anuales. De ahí que la instalación del sistema cobra aún mayor importancia, ya que permitiría demostrar en la práctica la reducción en la cantidad de sólidos a disponer.

7.2 Utilización de químicos

La alternativa propuesta elimina la aplicación de cal para el proceso de estabilización, en el que se aplican 120 kg por cada ciclo de prensado. Además, la cantidad de cal utilizada en el precot equivale a 0.42 kg/kg de lodo seco, por lo que al reducir la cantidad de sólidos a filtrar en 400 kg diarios se evita aplicar 168 kg de cal diariamente. En total se evita utilizar 288 kg de cal diariamente, representando un ahorro potencial de ¢14 497 056.00 anuales.

Al ahorro generado se le debe sumar el costo por soda cáustica y cal para la alcalinización del reactor. Estos dos rubros generan un gasto anual de ₡3 969 636.00. Es decir, el ahorro neto anual por concepto de químicos asciende a ₡10 527 420.00.

7.3 Generación de biogás

El consumo eléctrico del equipo de bombeo; considerando que el motor eléctrico es de 15 hp y operaría 24 horas al día, ronda los 267 kwh por día. El sistema diseñado es capaz de generar alrededor de 81 m³ de biogás por día. Con base en el poder calorífico del biogás (22 400 kJ/m³, 60% metano), este caudal tiene el potencial de generar 504 kwh por día.

Una eventual recuperación del biogás podría convertir el digestor diseñado en un sistema energéticamente independiente. Sin embargo, en la propuesta del proyecto no se tomó la instalación necesaria para un proceso de cogeneración. Debido a ello, se obtiene que el costo energético para el proyecto planteado asciende a ₡2 200 000.00 millones anuales (22₡/kwh).

Tomando en cuenta la producción total de lodos que tiene la empresa actualmente, existe un potencial de producir alrededor de 600 m³ de biogás diariamente. Esto equivaldría a sustituir aproximadamente 331 litros de bunker por día, equivalente a un 3.5% de la necesidad actual. Realizando un proceso de generación eléctrica existe un potencial de sustituir 3500 kwh por día del consumo energético. En términos monetarios lo anterior, representa un ahorro anual del ₡19 000 000.00 millones de colones en bunker (165₡/l), ó ₡28 000 000.00 en electricidad.

En términos de reducción de emisiones de gases de efecto invernadero, la sustitución de 331 litros de bunker por día evitaría una emisión de 362 Toneladas de CO₂ anualmente. Además, la emisión de CO₂ generada por el proyecto ronda las 148 Toneladas de CO₂ anuales. ES decir, el proyecto logra un efecto positivo al reducir las emisiones de efecto invernadero.

7.4 Evaluación financiera

En la Tabla 7-1 se presenta el flujo de fondos para el proyecto con base en la situación actual. Únicamente se toman en cuenta los gastos que el proyecto suma a la situación actual y los ingresos que provienen del ahorro generado por los conceptos de químicos y disposición. Los datos se desglosan en la Tabla 6-5 y Tabla 6-6.

Como supuestos se toma en cuenta que la inflación afecta de igual manera todos los rubros y la inversión se realiza en el año 0. La inflación (i) se especifica para cada año del proyecto.

Tabla 7-1. Flujo de fondos para el proyecto en la situación actual.

Rubro	Año 0 (i=7%)	Año 1 (i=7%)	Año 2 (i=8%)	Año 3 (i=8%)	Año 4 (i=9%)
Ahorro por disposición	₱10 465 000.00	₱11 197 550.00	₱12 093 354.00	₱13 060 822.32	₱14 236 296.33
Ahorro por químicos	₱10 527 420.00	₱11 264 339.40	₱12 165 486.55	₱13 138 725.48	₱14 321 210.77
Gasto operario	-₱3 600 000.00	-₱3 852 000.00	-₱4 160 160.00	-₱4 492 972.80	-₱4 897 340.35
Gasto eléctrico	-₱2 200 000.00	-₱2 354 000.00	-₱2 542 320.00	-₱2 745 705.60	-₱2 992 819.10
Análisis químicos	-₱198 000.00	-₱211 860.00	-₱228 808.80	-₱247 113.50	-₱269 353.72
Inversión	-₱22 777 700.00				
Flujo de fondos	-₱7 783 280.00	₱16 044 029.40	₱17 327 551.75	₱18 713 755.89	₱20 397 993.92

De acuerdo al flujo de fondos para el proyecto el valor actual neto (VAN) para una tasa de renta del 30% es de $\text{Q}661\ 563.77$. Además, la tasa interna de retorno es de 211%. Estos resultados demuestran que la inversión en el proyecto logra un efecto económico positivo en el tratamiento de los lodos.

7.5 Conclusiones y recomendaciones

Con base en los objetivos planteados para el desarrollo del proyecto, se logró concluir lo siguiente:

- Los lodos primarios cuentan con una concentración 38 g N/kg DQO y 9 g P/kg DQO, las cuales suministran la necesidad de nitrógeno y fósforo como nutrientes mayoritarios en un proceso anaerobio.
- En las pruebas realizadas con poblaciones de microorganismos anaerobios, los lodos primarios no presentan problemas de toxicidad para la realización de un proceso de digestión anaerobio, con una concentración de nitrógeno amoniacal menor a 1000 mg/l.
- Se determinó un valor de actividad metanogénica de 0,10 kg DQO/kg SSV·dia, el cual demostró que los microorganismos anaerobios son capaces de llevar cabo un proceso anaerobio utilizando los lodos primarios como sustrato.
- Se logró diseñar un sistema de digestión anaerobio de mezcla completa con un costo de instalación de $\text{Q}22\ 777\ 000.00$; logrando una reducción en los costos de instalación de alrededor del 60%, comparado con digestores anaerobios instalados en Europa para el tratamiento de desechos sólidos y municipales.

- La operación del sistema propuesto tiene un costo anual de ₡6 000 000.00; sin embargo, la disminución en la utilización de cal y la cantidad sólidos a disponer de los lodos generan un ahorro anual potencial de ₡20 000 000.00 en el primer año de operación.
- El flujo de fondos calculado para el proyecto con base en la situación actual genera un VAN de ₡661 563.77 con una TIR de 211%, por lo que la inversión en el proyecto viable.

El mejoramiento del modelo de manejo de desechos requiere del seguimiento por parte de la empresa; de forma, que se logre la implementación del proyecto propuesto y además se desarrollen nuevas investigaciones en el área.

La construcción de este tipo de sistema a escalas mayores, tal como la propuesta, es de vital importancia para lograr la experiencia práctica y científica necesaria para plantear mejores diseños, de forma que se logren adaptar a las condiciones bajo las cuales operan.

Estudios posteriores en cuanto a la calidad del lodo primario una vez estabilizado, podrían determinar si este podría ser utilizado eventualmente como un mejorador de suelos, generando un valor agregado a este desecho. Una eventual valorización del desecho, lograría una evolución hacia un modelo de manejo económica y ambientalmente más atractivo para la empresa.

BIBLIOGRAFÍA

- Ahring, B., Sandberg, M., & Angelidaki, I. (1995). Volatile fatty acids as indicators of process imbalance in anaerobic digestors. *Applied Microbiological Biotechnology*. Vol. 43 , 559-565.
- American Public Health Association. (1995). *Standard methods for examination of water and wastewater*. (19 ed.). Washington, DC, USA: APHA-AWWA-WEF.
- American Public Health Association. (1995). *Standard methods for examination of water and wastewater*. (Diecinueveava edición ed.). Washington, DC, USA: APHA-AWWA-WEF.
- Campos, A. (2001). *Optimización de la digestión anaerobia de purines de cerdo mediante codigestión con residuos orgánicos de la industria agroalimentaria*. Tesis Doctoral. Universitat de Lleida.
- Castillo, J. (2001). Uso de los biodigestores en el tratamiento de desechos orgánicos. *Energía* (35), 9-12.
- Chávez, W. (2004). *Viabilidad técnico económico para el diseño y la construcción de un biodigestor en Novartis S.A*. Escuela de Administración de Empresas. Cartago: Instituto Tecnológico de Costa Rica.
- Chernicharo, C. (1997). *Principios do Tratamento Biológico de Aguas Residuárias*. (Vol. V). Brazil: Universidade Federal de Minas Gerais. Departamento de Engenharia Sanitaria y Ambiental.
- Clark, R., & Speece, R. (1989). The pH tolerance of anaerobic digestion. *Advanced water pollution research. Int. Conf. 5th*, (págs. 1-27).
- Coombs, J. (1990). The present and future of anaerobic digestion. En A. Wheatley, *Anaerobic digestion: a waste treatment technology* (págs. 93-138). Elsevier applied science LTD.
- Corujeira, A. D. (2002). Actividad metanogénica y toxicidad de productos de la industria química. *Congreso Argentino de Saneamiento y Medio Ambiente*. Buenos Aires, Argetina: Instituto Nacional del Agua.
- Egigian, N. (2004). Overview of anaerobic digestion technologies in europe. *BioCycle* , 45 (1), 47-53.

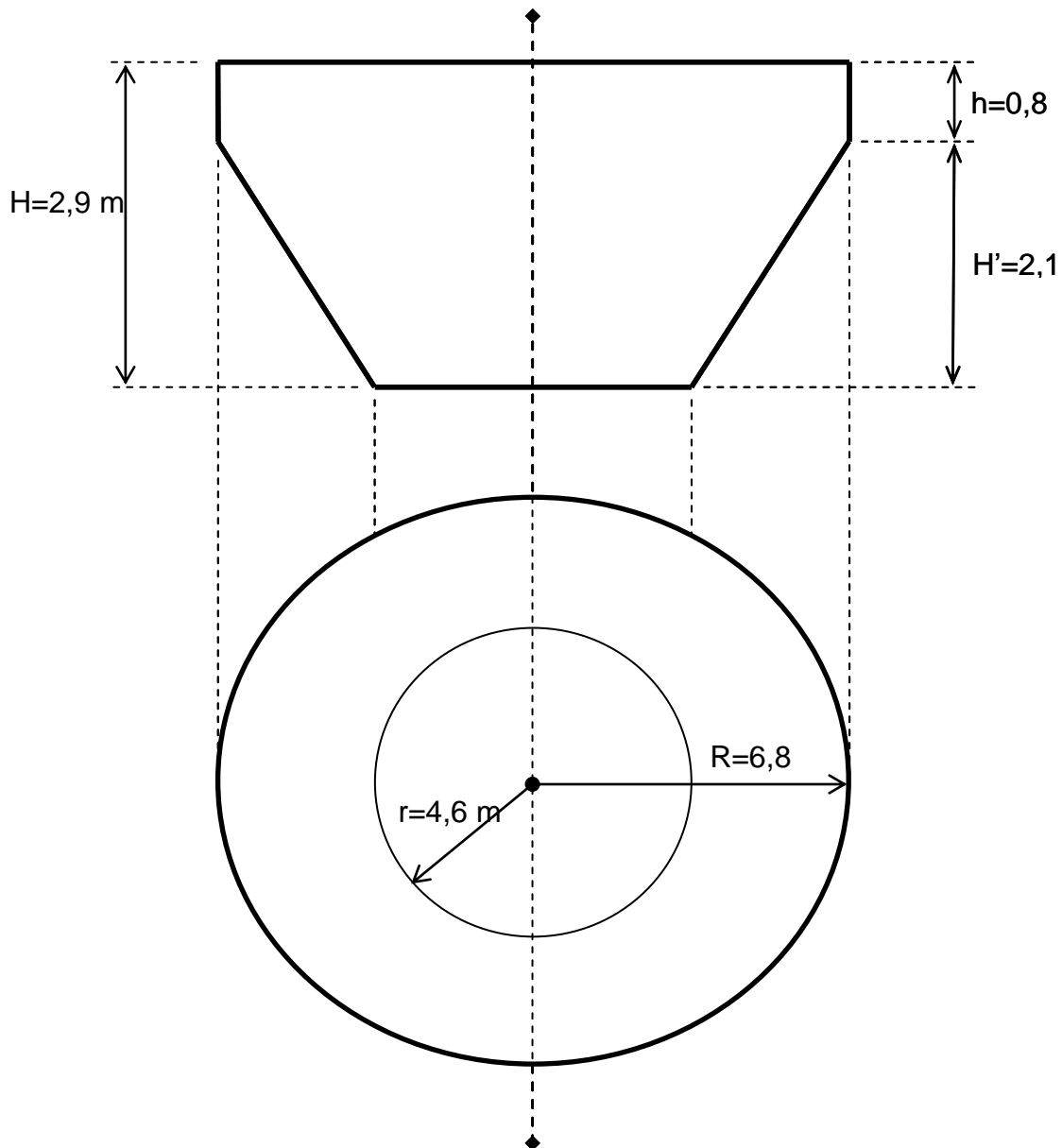
- Fannin. (1987). Start-up, operation, stability, and control. En D. Chynoweth, & R. Isaacson, *Anaerobic digestion of biomass*. Elsevier applied science LTD.
- Handling high strength liquids: anaerobic digester services industrial generators. (2006). *BioCycle* , 47 (9), 48-50.
- Hansen, K., Angelidaki, I., & Ahring, B. (1999). Improving thermophilic anaerobic digestion of swine manure. *Water Research*. Vol. 33 , 1805-1810.
- Hayes, T., & Theis, T. (1978). The distribution of heavy metals in anaerobic digestion. *Journal water pollution control federation*. Vol. 50 , 31-72.
- Henze, M. (1995). Basic Biological Processes. En M. Henze, P. Harremöes, J. CourJansen, & E. S.-V. Arvin, *Wastewater treatment: Biological and chemical processes*.
- Hill, D., & Holmberg, R. (1988). Long chain volatile fatty acid relationship in anaerobic digestion of swine waste. *Biological wastes*. Vol. 23 , 195-214.
- Hill, D., & Jenkins, S. (1989). Measuring alkalinity accurately in aqueous systems containing high organic acid concentrations. *Transactions of ASAE* , Vol. 32, 2175-2178.
- Hill, D., Cobb, S., & Bolte, J. (1987). Using Volatile fatty acid relationships to predict anaerobic digester failure. *Transactions of the ASAE*. Vol. 30 , 496-501.
- (1999). *Informe sobre Proyecto de Energía Biomásica*. Instituto Tecnológico de Costa Rica, Cartago.
- Instituto Mexicano de Tecnología del Agua. (1996). *Procesos de tratamiento anaerobio de agua residuales*. México.
- Kugelman, I., & Chin, K. (1971). *Toxicity synergism, and antagonism in anaerobic waste treatment processes*. Washington D.C.: Advances in chemistry series, 105. American chemical society.
- Lay, J., Li, Y., & Noike, T. (1997). on the methane production in high-solids sludge digestion Influences of pH and moisture content. *Water Research*, vol. 31 , 1518-1524.
- Marquez, F. (2005). *Estudio del tratamiento de lodos provenientes de pisciculturas mediante un sistema de digestión anaerobio*. Chile: Universidad Católica de Temuco.

- Metcalf ad Eddy. (2003). *Wastewater Engineering: Treatment and Reuse (4ta Edición)*. McGraw Hill.
- Mott, R. (2004). *Mecanica de Fluidos Aplicada. 4ta ed.* McGraw/Hiil.
- Noone, G. (1990). The treatment of domestic wastes. *Critical reports on applied chemistry. Vol 31* , 139-170.
- Omil, F., Méndez, R., & Lema, J. (1995). Anaerobic treatment of saline wastewaters under high sulphide and ammonia content. *Bioresource Technology. Vol. 54* , 269-278.
- Ramalho, R. (1996). *Tratamiento de aguas residuales*. España: Reverte S.A.
- Retana, A., & Haung, J. (2006). Biodigestores: energía renovable y tratamiento de desechos. *Rescatemos el Virilla* , 12 (30), 29-30.
- Schlicht, A. (1999). *Digester mixing system: can you properly mix whit too little power?* Illinois: Walker Process Equipment.
- Speece, R. (1987). *Anaerobic Digestion of Biomass*. Elsevier applied.
- Umaña, A. (1985). Tratamiento anaerbio de desechos agroindustriales: factibilidad técnica y beneficios ambientales. *Diseño y construcción de biodigestores* (págs. 57-77). Cartago: Editorial Tecnológica de Costa Rica.
- Van Lier, J. (1995). *Temperature optima of thermophilic methanogenic. Tesis doctoral*. Universidad de Wageningen.
- Water Enviroment Federation; American Society of Civil Engineerings. (1998). *Desing of Municipal Watewater Treatment Plants (4ta ed.)*. USA.
- Zeeman, G., Wiegant, W., Koster-Treffers, M., & Lettinga, G. (1985). The influence of total ammonia concentration on the thermophilic digestion of cow manure. *Agricultural Wastes. Vol. 14* , 19-35.

ANEXOS

ANEXO 1: MEMORIA DE CÁLCULO DEL TANQUE DE DIGESTIÓN

El tanque presenta una sección cónica en su parte inferior y una sección cilíndrica en su parte superior. El mismo no es uniforme en toda su construcción por lo que se procedió a realizar varias determinaciones de sus principales secciones para obtener un promedio de las mismas. En la siguiente figura se muestra las secciones y su respectiva medida.



Mediciones realizadas

Diámetros mayor (D)

D1=13,05

D2=13,67

D3=14,35

D4=13,63

D5=13,55

$$\bar{D} = 13,65 \text{ m}$$

Altura total (H)

H1=2,89 m

H2=2,95 m

H3=2,91 m

$$\bar{H} = 2,92 \text{ m} \approx 2,9 \text{ m}$$

Diámetro menor (d)

d1=9,0 m

d2=9,25 m

d3=9,20 m

$$\bar{d} = 9,15 \text{ m}$$

Altura superior (h)

h1=0,86 m

h2=0,93 m

h3=0,90 m

h4=0,93 m

h5=0,80 m

h6=0,70 m

h7=0,66 m

h8=0,82 m

$$\bar{h} = 0,82 \text{ m} \approx 0,8 \text{ m}$$

Volumen del tanque (V_T)

- Sección cónica (SCo)

$$V_{SCo} = \frac{1}{3} \times \pi \times H' \times [R^2 + r^2 + (R \times r)]$$

$$V_{SCo} = \frac{1}{3} \times \pi \times 2,1\text{m} \times [(6,8\text{m})^2 + (4,6\text{m})^2 + (6,8\text{m} \times 4,6\text{m})]$$

$$V_{SCo} = 217 \text{ m}^3$$

- Sección cilíndrica (SCi)

$$V_{SCi} = \pi \times R^2 \times h = \pi \times (6,8\text{m})^2 \times 0,8\text{m}$$

$$V_{SCi} = 116 \text{ m}^3$$

$$V_T = 333\text{m}^3 \approx 330 \text{ m}^3$$

Se deja una altura libre de de 0,5 m sobre el nivel de lodo. Este volumen corresponde al espacio para el almacenamiento del biogás (VG).

$$V_G = \pi \times R^2 \times h = \pi \times 6,8^2 \times 0,5$$

$$V_G = 72,63 \text{ m}^3$$

El volumen de digestión se calcula en 260 m³, sin embargo, se decide utilizar un volumen de digestión de 250 m³ para el diseño del sistema de digestión.

Cálculo del caudal de lodo y carga orgánica

De acuerdo al volumen de digestión (VD) y el tiempo de retención de sólidos (SRT) se calcula la cantidad de lodo que recibirá el sistema diariamente.

$$VD = 250 \text{ m}^3$$

$$SRT = 36 \text{ días}$$

$$Q = V_D / SRT = 250 \text{ m}^3 / 36 \text{ d} = 7 \text{ m}^3 / \text{d}$$

Con base en el caudal de lodos que recibe el tanque de digestión y la concentración de sólidos volátiles de los lodos primarios se calcula la Carga Orgánica Volumétrica (COV). Esta se compara con los datos referidos en la literatura para digestores de mezcla completa (Tabla 4-2).

Sólidos volátiles: 11 % m/m

Volumen de digestión: 250 m³

Densidad del lodo: 1,001 kg/l

$$COV = 0,011 \frac{\text{kg}}{\text{kg}} \times 7 \frac{\text{m}^3}{\text{d}} \times 1,001 \frac{\text{kg}}{\text{l}} \times 1000 \frac{\text{l}}{\text{kg}} / 250 \text{ m}^3 = 3,1 \frac{\text{kg SV}}{\text{m}^3 \times \text{d}}$$

La COV corresponde a una carga típica de los sistemas de alta carga, que se ubican entre los 1,6 y 3,2 kg SV/m³·d.

Estimación de la reducción de sólidos

El porcentaje de remoción de sólidos volátiles (SVd) en un digestor anaerobio de mezcla completa se puede estimar mediante la siguiente fórmula (Water Environment Federation; American Society of Civil Engineerings, 1998):

$$SV_d = 13,7 \times \ln TRH + 18,9 = 13,7 \times \ln 36 + 18,9 = 67,9 \%$$

Estimación de la producción de biogás

Los valores del coeficiente de producción (Y) y el coeficiente endógeno (Kd) se asumieron de 0,04 y 0,03 respectivamente. Estos corresponden a los valores promedio para digestores anaerobios de alta carga. La remoción de DBO se asumió en un 60%, con un valor inicial de 60 000 mg/l.

$$P_x = Y \times Q \times (S_0 - S) \left(\frac{1}{1000} \right) \times (1 + k_d \times TRH)^{-1} = \frac{0,04 \times 7 \times 36\,000 \times \left(\frac{1}{1000} \right)}{1 + 0,03 \times 36}$$

$$P_x = 3,2 \text{ kg/d}$$

$$\begin{aligned} V_{CH_4} &= 0,35 \times \left[(S_0 - S) \left(\frac{1}{1000} \right) Q - 1,42 P_x \right] \\ &= 0,35 \times \left[36\,000 \times \frac{1}{1000} \times 7 - 1,42 \times 3,2 \right] \end{aligned}$$

$$V_{CH_4} \approx 57$$

Asumiendo una concentración de metano del 70%, la producción de biogás ronda los 81 m³/d de biogás.

Estimación del caudal de recirculación

Cálculo con base en el tiempo de renovación (T_r).

$$T_r = \frac{V_D}{Q}$$
$$Q = \frac{V_D}{T_r} = \frac{250 \text{ m}^3}{30 \text{ min}} \times \frac{60 \text{ min}}{1 \text{ h}} = 500 \frac{\text{m}^3}{\text{h}}$$

El caudal obtenido anteriormente se muestra sumamente elevado para una planta piloto, por lo que en conjunto con el proveedor del equipo de bombeo, el departamento de Mantenimiento y Gestión Ambiental de Corporación PIPASA se decidió reducir el valor a $200 \text{ m}^3/\text{h}$.

Estimación de la potencia de mezclado

Cálculo con base en el Gradiente de Velocidad (G)

$$G = \sqrt{\frac{E/V}{\mu}}$$

Se recomienda un valor del gradiente de velocidad entre 50 y 80 s^{-1} . Además, el valor de la viscosidad absoluta recomendado para lodos digeridos es de $7,30 \times 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s}$. El volumen de digestión es de 250 m^3 .

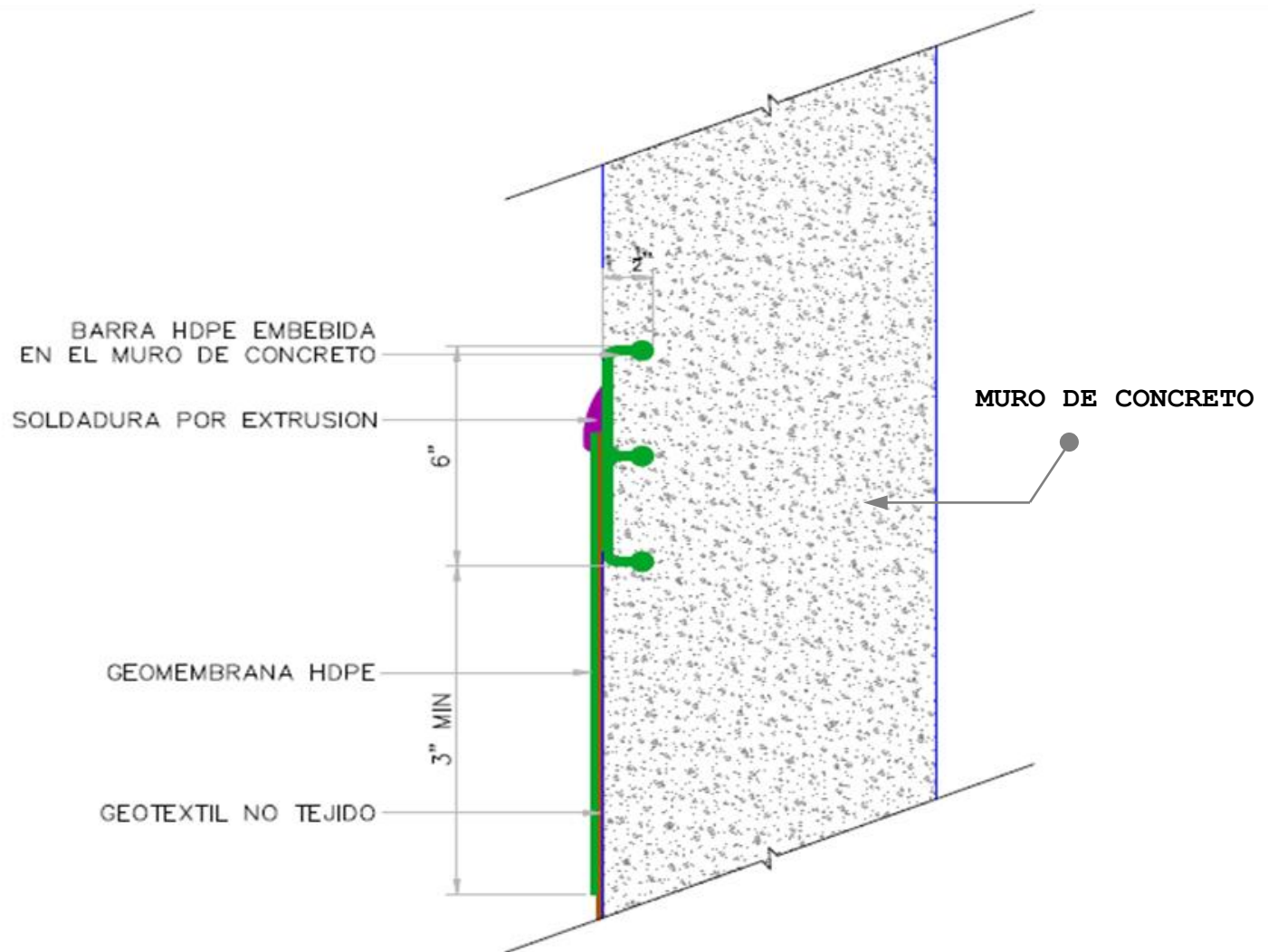
$$E = G^2 \times \mu \times V = (70 \text{ s}^{-1})^2 \times 7,30 \times 10^{-4} \text{ Pa}\cdot\text{s} \times 250 \text{ m}^3 = 894 \text{ W}$$

$$E = 894,44 \text{ W} \times \frac{1 \text{ hp}}{745,7 \text{ W}} = 1,19 \text{ hp}$$

El valor anterior corresponde a la potencia que se debe suministrar directamente sobre el digestor y no a los Hp del motor. Además de lo anterior se debe considerar las pérdidas e ineficiencia del sistema de recirculación.

En el Anexo 4 se realiza el cálculo de las pérdidas de carga en el sistema de recirculación, las cuales no superan los 15 m.c.a. La bomba seleccionada para el sistema de recirculación suministra el caudal con una carga máxima de 35 m.c.a, lo que asegura que efectivamente se está suministrando la potencia requerida para el mezclado del lodo.

**ANEXO 2: DETALLE DEL SISTEMA DE FIJACIÓN DE LA
GEOMEMBRANA**



FIJACION DE GEOMEMBRANA POR MEDIO DE BARRA HDPE
SIN ESCALA

**ANEXO 3: DETALLE DEL SISTEMA DE RECIRCULACION DE
LODOS**

ANEXO 4: CÁLCULO DE PÉRDIDAS EN TUBERÍAS

Para el cálculo de las pérdidas por fricción se siguió el siguiente procedimiento (Water Environment Federation; American Society of Civil Engineerings, 1998):

- Se determinó la velocidad crítica máxima (V_{uc}) y la velocidad crítica mínima (V_{lc}); donde, valores mayores de V_{uc} indican la formación de un flujo turbulento en la tubería y valores menores de V_{lc} indican flujo laminar.

$$V_{uc} = \frac{1500 R_c}{\rho D} + \frac{1500}{\rho D} \left[R_c^2 + \frac{S_y \rho D^2}{4500} \right]^{1/2}$$

$$V_{lc} = \frac{1000 R_c}{\rho D} + \frac{1000}{\rho D} \left[R_c^2 + \frac{S_y \rho D^2}{3000} \right]^{1/2}$$

Donde:

V_{uc} = velocidad crítica máxima (m/s)

V_{lc} = velocidad crítica mínima (m/s)

ρ = densidad del lodo (kg/m^3)

D = diámetro de la tubería (m).

S_y = coeficiente de estrés (N/m^2)

R_c = coeficiente de rigidez (Ns/m^2)

- El cálculo de las pérdidas bajo el régimen de flujo laminar se realiza con base en la ecuación de Buckingham para fluidos no Newtonianos.

$$H = 32L \left[\frac{S_y}{6\rho g D} + \frac{R_c V}{\rho g D^2} \right]$$

Donde:

H = pérdidas por fricción (m)

L = largo de la tubería (m)

V = velocidad del flujo (m/s)

g = aceleración de la gravedad (m/s^2)

- En las regiones donde se presenta un flujo turbulento se aplicó la ecuación de Hazen-Williams. El coeficiente recomendado de C es 140 para condiciones normales y 112,5 para condiciones peor caso.

Las pérdidas por accesorios (válvulas, tees, codos, contracciones) se calcularon de acuerdo a la metodología por establecida por Mott (2004).

Sección	Q (%)	D (pulg)	Vuc(m/s)	Vlc (m/s)	V (m/s)	L (m)	H (m)
Succión	100	6	3,54	2,67	3,05	11	0,90
Seccion 1	100	6	3,54	2,67	3,05	1,73	0,14
<i>Sección 1.1</i>	12,5	4	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
Descarga 1.1	12,5	2	7,13	4,95	3,43	0,20	0,12
Sección 2	87,5	6	3,54	2,67	2,66	5,71	0,43
<i>Sección 2.1</i>	12,5	4	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
Descarga 2.1	12,5	2	7,13	4,95	3,43	0,20	0,12
Sección 3	75	6	3,54	2,67	2,28	5,71	0,40
<i>Sección 3.1</i>	12,5	4	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
Descarga 3.1	12,5	2	7,13	4,95	3,43	0,20	0,12
Sección 4	62,5	6	3,54	2,67	1,90	5,71	0,37
<i>Sección 4.1</i>	12,5	4	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
Descarga 4.1	12,5	2	7,13	4,95	3,43	0,20	0,12
Sección 5	50	5	3,86	2,87	2,19	5,71	0,52
<i>Sección 5.1</i>	12,5	4	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
Sección 6	37,5	5	7,13	4,95	3,43	0,20	0,12
<i>Sección 6.1</i>	12,5	4	3,86	2,87	1,64	5,71	0,45
Descarga 6.1	12,5	2	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
Sección 7	25	5	7,13	4,95	3,43	0,20	0,12
<i>Sección 7.1</i>	12,5	4	3,86	2,87	1,10	5,71	0,38
Descarga 7.1	12,5	2	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
Sección 8	12,5	5	7,13	4,95	3,43	0,20	0,12
<i>Sección 8.1</i>	12,5	4	3,86	2,87	0,55	3,46	0,19
Descarga 8.1	12,5	2	4,35	3,18	0,86	3,75	0,31
TOTAL							7,19
Tubería purga	100	6	3,54	2,67	3,05	100,00	8,20

Accesorio	Zona	Le/D	Caudal (%)	Diámetro (")	Vf (m/s)	ft	k	H (m)
Válvula de control	1	200	100	6	3,05	0,015	3	1,42
	2	200	12,5	4	0,86	0,017	3,4	0,13
	3	140	12,5	4	0,86	0,017	2,38	0,09
	4	140	12,5	4	0,86	0,017	2,38	0,09
	5	35	12,5	4	0,86	0,017	0,595	0,02
	6	35	12,5	4	0,86	0,017	0,595	0,02
	7	8	12,5	4	0,86	0,017	0,136	0,01
	8	8	12,5	4	0,86	0,017	0,136	0,01
Codo 45	1	16	87,5	6	2,66	0,015	0,24	0,09
	2	16	75	6	2,28	0,015	0,24	0,06
	3	16	62,5	6	1,90	0,015	0,24	0,04
	4	16	50	6	1,52	0,015	0,24	0,03
	5	16	37,5	5	1,64	0,016	0,256	0,04
	6	16	25	5	1,10	0,016	0,256	0,02
	7	16	12,5	5	0,55	0,016	0,256	0,00
Codo 90	1	50	100	6	3,05	0,015	0,75	0,35
	2	50	12,5	5	0,55	0,016	0,8	0,01
Tees	1	60	100	6	3,04	0,015	0,9	0,42
	2	60	100	6	3,04	0,015	0,9	0,42
	3	60	87,5	6	2,66	0,015	0,9	0,32
	4	60	75	6	2,28	0,015	0,9	0,23
	5	60	62,5	6	1,90	0,015	0,9	0,16
	6	60	50	5	2,19	0,016	0,96	0,23
	7	60	37,5	5	1,64	0,016	0,96	0,13
	8	60	25	5	1,09	0,016	0,96	0,05
TOTAL								4,44

Accesorio	Tipo	n	Q	D1/D2	V2 (m/s)	K	H (m)
Contracciones	6-5	1	50	1,5	2,19	0,17	0,04
	6-4	4	12,5	2	0,86	0,38	0,06
	5-4	4	12,5	1,25	0,86	0,38	0,06
	4-2	8	12,5	2	3,43	0,38	1,82
Total							1,98

**ANEXO 5: EQUIPO DE BOMBEO DEL SISTEMA DE
RECIRCULACION DE LODOS**



Trash-Flow® Centrifugal Pumps
TFCC Series™
Self Priming Centrifugal Pumps - Direct Replacement

Trash-Flow® TFCC-6

6" interchangeable self priming centrifugal trash pump. The Trash-Flow TFCC Series is Wastecorp's direct replacement product line for most brands of self priming centrifugal pumps.

Specifications

Max. Capacity	Capacities to 1500 gpm (340.687m3/hr)
Max. Head	Heads to 115 feet (35.052 m)
Max. Temp.	160 °F (71 °C)
RPM Range	650 - 2200

Materials of Construction

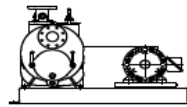
Main Casing	A48CL30
Impeller	A60-40-18
Wear Plate	SAE1020
Cover Plate	A48CL30
Bearing Housing	A48CL30
Seal Plate	A48CL30
Flapper Valve	Neoprene
Shaft Sleeve	ANSI 4140HT
Inlet/Outlet Flanges	A48CL30
Gaskets	Buna
Impeller Shaft	ANSI 4140HT
Mechanical Seal	Oil-Lubricated Double Floating, Casing and spring SS316, O'rings in Buna & Viton, Faces in Titanium and Tungsten Carbide



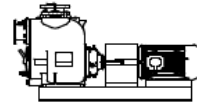
Typical Applications

- Waste Treatment (scum pits, lift stations, digester recirculation, slurry).
- General industrial water and wastewater transfer.
- Pulp and Paper (wood yard and processing plant sumps, chip and light pulp handling .
- Food Processing & Rendering (fruit & vegetable waste, beef, poultry and seafood waste parts, flushings, hide, light fat).

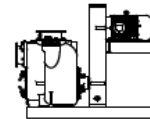
Installation Variations



HORIZONTAL BELT DRIVE



DIRECT FLEX COUPLED



VERTICAL BELT DRIVE

ANEXO 6. COTIZACIONES