

UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO

**Desarrollo del Proceso de Producción de Biogás y Fertilizante
Orgánico a partir de Mezclas de Desechos de Procesadoras de
Frutas**

Omar Guillermo Chiriboga Novillo

**Tesis de grado presentada como requisito para la
obtención del título de Ingeniero Químico**

Quito

Mayo 2010

Universidad San Francisco de Quito
Colegio de Ciencias e Ingeniería, El Politécnico
HOJA DE APROBACIÓN DE TESIS

Desarrollo del Proceso de Producción de Biogás y Fertilizante Orgánico a partir de Mezclas
de Desechos de Procesadoras de Frutas

Omar Guillermo Chiriboga Novillo

Daniela Gertrud Almeida Streitwieser, Dr.-Ing.

Directora de Tesis

Lourdes Magdalena Orejuela Escobar, M.Sc.

Miembro del Comité de Tesis

Valeria de Lourdes Ochoa Herrera, Ph.D.

Miembro del Comité de Tesis

Fernando Romo M.Sc.

Decano de El Politécnico

© Derechos de Autor

Omar Guillermo Chiriboga Novillo

2010

Agradecimientos

A Daniela Almeida, Dr.-Ing., Directora de Tesis y del LaDEA por liderar este proyecto y la investigación científica.

A la Planta Procesadora de Frutas “La Jugosa” por suministrar la materia prima que fue utilizada en este proyecto.

A Carlos Fabara, M.Sc., Director del Departamento de Química e Ingeniería Química, por su apoyo durante toda la carrera y el transcurso de este proyecto.

A los miembros del Comité de Tesis; Lourdes Orejuela, M.Sc., y Valeria Ochoa, Ph.D.; por las revisiones hechas a este escrito.

Un agradecimiento especial a Manuel Chuquimarca por su ayuda con el almacenamiento y la trituración de la materia prima en el área de Alimentos de la USFQ.

A Savina Benedik, Karla Cabrera, Gabriel Proaño, Jairo Salamanca y Juan José Montesinos por su colaboración y buen humor durante todo el tiempo que duró esta investigación.

A mis padres que permitieron que todo esto sea posible.

Resumen

Este proyecto de tesis incluye el estudio de la mezcla óptima de desecho de fruta y estiércol de vaca para la producción de biogás y biol fertilizante mediante biodigestión anaerobia en el rango mesofílico. Obtenidos estos resultados se prosigue con el diseño de una planta semi – industrial para el tratamiento de los desechos. Los desechos de fruta utilizados en la investigación comprenden: mora, guanábana, naranjilla y tomate de árbol. Los estudios realizados en reactores batch muestran que la mezcla óptima de desecho de fruta con estiércol de vaca es de 1:1; mientras que los estudios realizados en reactores semi-contínuos muestran que la mezcla óptima de desecho de fruta con estiércol de vaca es de 4:1. La composición óptima de la mezcla de desecho de fruta es de 1:1 mora con guanábana y la fase en la que se debe llevar a cabo la biodigestión es sólida. Se determina en los reactores semi-contínuos la carga orgánica óptima de $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ dia}}$, la cual genera la máxima producción específica de biogás por kilogramo de DQO removido con un valor de $0,19 \frac{\text{m}^3 \text{biogás}}{\text{kgDQO removido}}$.

Obtenidos los parámetros operacionales en el laboratorio, se procede al diseño del proceso semi-industrial para el tratamiento de los desechos. El diseño contempla el tratamiento de 1 tonelada/día de desecho de fruta, el mismo que es capaz de producir 24 m³ de biogás/día y 3145 kg de biol/día. El biogás producido en la planta es reutilizado en los procesos, generando un ahorro del 6% en los costos energéticos. La inversión llega al punto de equilibrio al cabo de 3,3 años, dando por resultado un índice de ganancias de 6,7 años con un costo de 0,29 dólares por kilogramo de biol. El análisis económico muestra que sí es rentable la construcción y operación de la planta de producción de biogás y fertilizante orgánico a partir de desechos de fruta.

Abstract

This research studies the optimum mix between organic fruit waste and cow manure for the production of biogas and a digestate fertilizer by means of anaerobic digestion in the mesophilic range. The fruit wastes used in this research were: blackberry, soursop, wild fruit and tree tomato. The results of the laboratory scale batch experiments show that the optimum mix between fruit waste and cow manure is 1:1. The optimum mix between fruit waste and cow manure in laboratory scale semi-continuous reactors is 4:1. The optimum fruit waste composition is made of a 1:1 blackberry – soursop mix. The phase in which the digestion yields the most biogas volume is the solid phase. The optimum organic charge determined in laboratory scale semi-continuous reactors is $5 \frac{\text{kg COD}}{\text{m}^3 \text{ day}}$ which yield a specific production of biogas over removed COD kilograms of $0,19 \frac{\text{m}^3 \text{ biogas}}{\text{kg COD removed}}$.

The results of the laboratory scale reactors are used to design the technical scale waste treatment process. The plant designed has the capacity to treat 1 ton/day of fruit waste. The plant produces 24 m³ of biogas/day and 3145 kg of digestate/day. The biogas produced is reutilized in the waste treatment process. The reutilization of biogas is capable to save up to 6% of the energy costs. The investment equilibrium point occurs after 3,3 years, resulting in a profit for the remaining 6,7 years. These conditions occur when the price of the digestate fertilizer is 0,29 dollars per kilogram. The economic analysis suggests that the operation of this waste treatment plant is affordable and profitable.

Tabla de Contenido

Resumen.....	iv
Abstract.....	v
Tabla de Contenido.....	vi
Índice de Figuras.....	ix
Índice de Tablas.....	xi
Nomenclatura.....	xiii
1. Introducción.....	1
1.1 Antecedentes.....	1
1.2 Objetivos.....	3
2. Fundamentos teóricos.....	4
2.1 Digestión anaerobia.....	4
2.1.1 Descripción del proceso de digestión anaerobia.....	5
2.1.1 Producción y aplicación del biogás.....	7
2.2 Modos de operación de digestores.....	8
2.2.1 Operación discontinua.....	8
2.2.2 Flujo continuo.....	9
2.2.2.1 Flujo de mezcla completa.....	10
2.2.2.2 Flujo en pistón.....	11
2.3 Diseño de digestores anaeróbicos.....	11
2.3.1 Reactor de contacto anaerobio.....	14
2.3.2 Reactor de lecho expandido.....	14
2.3.3 Digestor multietapa.....	16
2.3.4 Reactor anaerobio de lecho de fango de flujo ascendente (UASB).....	16
2.3.5 Digestores de expansión continua.....	18

2.4	Parámetros operacionales	19
2.4.1	Temperatura.....	19
2.4.2	pH	19
2.4.3	Componentes tóxicos.....	20
2.4.4	Carga de alimentación	21
3.	Métodos experimentales.....	22
3.1	Definición de la materia prima	22
3.2	Reactores batch de escala laboratorio	22
3.2.1	Construcción.....	22
3.2.2	Puesta en marcha	24
3.3	Reactores semi-continuos de escala laboratorio	24
3.3.2	Puesta en Marcha.....	26
3.4	Diseño de Experimentos	27
3.5	Análisis Físico – Químico.....	29
3.5.1	DQO	29
3.5.2	TS y OTS	32
3.5.3	pH	33
3.6	Cálculos	33
4.	Resultados y Discusión.....	37
4.1	Selección de la materia prima	37
4.2	Reactores batch	38
4.3	Reactores semi-contínuos	47
4.3.1	Variación del porcentaje de desecho de fruta en la alimentación.....	48
4.3.2	Variación en el tratamiento previo de la mezcla reactiva.....	52

4.3.3	Variación de la composición de desecho de fruta de la mezcla de alimentación.....	57
4.3.4	Evaluación de los resultados obtenidos	60
5.	Diseño del Proceso Semi Industrial.....	65
5.1	Diseño del proceso tecnológico	65
5.2	Dimensionamiento	67
5.3	Balance de masa.....	70
5.4	Balance de energía	71
5.4.1	Requerimientos energéticos de la planta	76
5.5	Análisis económico.....	77
5.5.1	Inversión fija.....	77
5.5.2	Costos de producción	79
5.5.3	Análisis financiero.....	81
6.	Conclusiones y Recomendaciones	84
7.	Bibliografía y Fuentes de Información.....	87
Anexo 1	90
Anexo 2	93
Anexo 3	95
Anexo 4	96

Índice de Figuras

Figura 2.1: Proceso de digestión anaerobia.....	6
Figura 2.2: Reactor de contacto anaerobio	14
Figura 2.3: Reactor de lecho expandido	15
Figura 2.4: Digestor multietapa.....	16
Figura 2.5: Reactor anaerobio de lecho de fango de flujo ascendente	17
Figura 2.6: Reactor de Expansión Continua.....	18
Figura 3.1: Funcionamiento del reactor batch escala laboratorio.....	23
Figura 3.2 Reactor batch escala laboratorio	24
Figura 3.3: Funcionamiento del reactor semi-continuo escala laboratorio	25
Figura 3.4: Reactores semi-continuos en funcionamiento.....	26
Figura 3.5: Curva de calibración para medir el DQO de las muestras	31
Figura 3.6: Viales de calibración de DQO	31
Figura 4.1: Producción de biogás acumulado en los reactores batch	39
Figura 4.2: Volumen normado de biogás producido diariamente primera parte.....	40
Figura 4.3: Volumen normado de biogás producido diariamente (segunda parte)	41
Figura 4.4: Producción de biogás en los días 7, 14 y 21 en los distintos reactores.....	42
Figura 4.5: pH de los reactores al inicio y al fin de la biodigestión	44
Figura 4.6: DQO al inicio y al fin de la biodigestión	45
Figura 4.7: TS y OTS al inicio y al fin de la biodigestión.....	46
Figura 4.8: Volumen de biogás producido y DQO a la salida del reactor a distintas cargas orgánicas de alimentación.....	48
Figura 4.9: Niveles de pH y cal suministrada a los reactores a distintas cargas orgánicas de alimentación	50
Figura 4.10: Sólidos totales y sólidos totales orgánicos a distintas cargas orgánicas de alimentación	52
Figura 4.11: DQO a la salida del reactor y volumen producido a distintas cargas de la mezcla reactiva con 80% desecho de fruta en fases sólida y líquida.....	53
Figura 4.12: Niveles de pH y cal agregada por día a distintas cargas de la mezcla reactiva de 80% fruta en fases sólida y líquida	54

Figura 4.13: Sólidos totales y sólidos totales orgánicos a distintas cargas de la mezcla reactiva de 80% fruta en fases sólida y líquida	55
Figura 4.14: Volumen de biogás producido y sólidos totales a distintas cargas de la mezcla reactiva con 80% desecho de fruta en fases sólida y líquida en distintos reactores.....	56
Figura 4.15: Volumen de biogás producido y DQO a la salida del reactor de la mezcla reactiva con 80% de desecho de fruta con distintos tipos de desechos.	57
Figura 4.16: Niveles de pH y cal agregada a distintas cargas de alimentación en las mezclas reactivas de 80% de fruta con distintos tipos de desecho.....	58
Figura 4.17: Sólidos totales y sólidos totales orgánicos en distintas cargas orgánicas	60
Figura 4.18: Producción específica de biogás y remoción de DQO a distintas cargas de alimentación.....	63
Figura 5.1: Diseño del proceso tecnológico semi – industrial.....	65
Figura 5.2: Espacio de control utilizado para el balance de energía	72

Índice de Tablas

Tabla 3-1: Experimentos en reactores batch.....	28
Tabla 3-2: Experimentos en reactores semi-contínuos parte I	28
Tabla 3-3: Experimentos en reactores semi-contínuos parte II	29
Tabla 4-1: Caracterización de la materia prima.....	38
Tabla 4-2: Prueba de llama realizada en intervalos de tiempo	47
Tabla 4-3: Concentraciones de DQO en el afluente, efluente y dentro del reactor en cada carga orgánica de alimentación.	61
Tabla 4-4: Balance de masa del reactor con mezcla reactiva al 80% con una composición de desecho de fruta de mora – guanábana en fase sólida.....	62
Tabla 5-1: Datos iniciales utilizados para el cálculo y dimensionamiento del biodigestor..	67
Tabla 5-2 : Dimensionamiento del biodigestor	69
Tabla 5-3: Parámetros operacionales del biodigestor.....	71
Tabla 5-4: Datos y resultados para el cálculo del calor en los flujos de entrada y salida del biodigestor	73
Tabla 5-5: Datos y resultados para el cálculo del calor generado por la reacción	73
Tabla 5-6: Datos y resultados para el cálculo del calor perdido en las paredes del biodigestor	75
Tabla 5-7: Datos y resultados para el cálculo del calor generado por las bombas	75
Tabla 5-8: Energía requerida en los distintos procesos en un día de producción.....	76
Tabla 5-9: Costo de maquinaria y equipos	78
Tabla 5-10: Costos de construcción de la planta	78
Tabla 5-11: Inversión fija requerida	79
Tabla 5-12: Costos de materia prima y servicios	79
Tabla 5-13: Costo requerimientos energéticos de la planta.....	79
Tabla 5-14: Porcentaje de biogás destinado a generación eléctrica o combustión y ahorro monetario.....	80
Tabla 5-15: Costo mano de obra.....	81
Tabla 5-16: Costos de producción de biol	81
Tabla 5-17: Cantidad de dinero requerida para iniciar la planta	82
Tabla 5-18: Amortización del capital	82

Tabla 5-19: Costo de producción de biol	82
Tabla 5-20: Punto de equilibrio de la inversión	83

Nomenclatura

A_R	Acumulación en el reactor	[kg DQO]
$C_{p_{\text{biol}}}$	Calor específico de biol fertilizante	[kJ / kg · K]
$C_{\text{biogás}}$	Calor específico del biogás	[kJ / m ³]
CO	Carga orgánica suministrada	[kg DQO / m ³ ·día]
\dot{V}	Caudal de alimentación	[L / día]
\dot{V}_B	Caudal a la entrada del biodigestor	[m ³ / día]
\dot{B}_G	Caudal de producción de biogás	[m ³ / día]
$\dot{V}_{\text{mezcla desecho}}$	Caudal diario de la mezcla reactiva	[m ³ / día]
$\dot{V}_{\text{H}_2\text{O}, \text{min}}$	Caudal diario mínimo de agua	[m ³ / día]
$\dot{V}_{B, \text{min}}$	Caudal mínimo de entrada al biodigestor	[m ³ / día]
$C_{\text{DQO-B}}$	Concentración de CO a la entrada del biodigestor	[mg DQO / L]
C	Concentración de la alimentación	[g DQO / L]
C_{DQO}	Concentración de la carga orgánica	[kg DQO / kg]
R	constante de Boltzmann	[0.082 L·atm·K ⁻¹ ·mol ⁻¹]
D_R	Degradación en el reactor	[kg DQO _D]
E_E	Energía eléctrica producida	[kWh]
E_S	Energía requerida para la estabilización	[kJ]
E_T	Energía total disponible de biogás	[kJ]
E_R	Entrada del reactor	[kg DQO]
η	Factor de eficiencia	[-]
\dot{m}_0	Flujo másico alimentado	[kg DQO _{alimentado} / día]
\dot{m}_B	Flujo másico a la entrada del biodigestor	[kg / día]
$\dot{m}_{\text{H}_2\text{O}}$	Flujo másico de agua	[kg / día]
\dot{m}_{Bf}	Flujo másico de biol fertilizante	[kg / día]

\dot{m}_{DQO}	Flujo másico de DQO suministrado	[kg / día]
E_B	Flujo másico de entrada al biodigestor	[kg / día]
$\dot{m}_{mezcla\ desecho}$	Flujo másico de la mezcla reactiva	[kg / día]
S_B	Flujo másico de salida del biodigestor	[kg / día]
$\dot{m}_{TS, TOTAL}$	Flujo másico de TS de la mezcla reactiva	[kg TS / día]
$\dot{m}_{TS, fruta}$	Flujo másico de TS en el desecho de fruta	[kg TS / día]
$\dot{m}_{TS, estiércol}$	Flujo másico de TS en el estiércol	[kg TS / día]
\dot{m}_D	Flujo másico del desecho de fruta	[kg / día]
n	número de moles de biogás	[moles]
m_0	Peso del crisol	[mg]
m_2	Peso del residuo + crisol luego de calcinar	[mg]
m_1	Peso del residuo seco + crisol	[mg]
TS	Porcentaje de TS en la mezcla reactiva	[%]
P_R	Presión de la cabeza de gas dentro del reactor	[atm]
PE_f	Producción específica de alimentación	[m ³ / kg _{alimentación}]
PE_d	Producción específica degradación	[m ³ / kg DQO _D]
RE	Remoción específica	[kg DQO / m ³]
S_R	Salida del reactor	[kg DQO]
OTS	Sólidos totales orgánicos	[mg / L]
T_R	Temperatura de la mezcla reactiva	[K]
τ	Tiempo de residencia	[día]
TS_B	TS a la entrada del biodigestor	[kg / kg de muestra]
$V_{biogás,a}$	Volumen de biogás acumulado	[m ³]
$V_{mezcla\ desecho}$	Volumen de la mezcla de desecho	[m ³]
V_L	Volumen de la mezcla reactiva	[m ³]

V	Volumen de la muestra	[L]
V_{RL}	Volumen del reactor	[L]
$V_{B, \min}$	Volumen mínimo de reacción	[m ³]
$V_{H_2O, \text{real}}$	Volumen real del agua	[m ³]
$V_{B, \text{real}}$	Volumen real del biodigestor	[m ³]

1. Introducción

El mundo avanza a un ritmo acelerado, cada día demandando más energía y con un creciente consumo de combustibles fósiles. Este acontecer mundial crea mayor preocupación entre los científicos, ya que es hora de desarrollar fuentes alternativas de energía.

En los años de 1850, William Thomson advirtió que es imposible convertir todo el calor en trabajo en un proceso cíclico. Esto quiere decir que un sistema siempre disipará energía, incrementando la entropía global del sistema [1].

Por esto es necesario desarrollar nuevas tecnologías que permitan a la humanidad mejorar los rendimientos en el uso de la energía y así prepararse para superar la era energética de los combustibles fósiles.

El Laboratorio de Desarrollo de Energías Alternativas, LaDEA investiga las maneras en las que se puede aprovechar la energía proveniente de la biomasa. La energía de la biomasa se encuentra en cada enlace químico formado mediante distintos procesos biológicos. Extraer esta energía y convertirla en energía útil es la meta de los científicos del LaDEA.

1.1 Antecedentes

Cada día la industria ecuatoriana va tomando conciencia de la necesidad de reutilizar los recursos y materias secundarias provenientes de sus procesos con el fin de optimizar la producción. En esta búsqueda de procesos que los lleven a ahorros significativos de insumos o en otorgar valor agregado a los residuos; nace la idea de buscar un uso a los residuos de las plantas de procesamiento de productos agroindustriales. De acuerdo a una publicación del diario El Comercio los residuos más abundantes en el sector agro-industrial ecuatoriano son de banano, café, cacao, flores, palmito, maíz, cascarilla de arroz, papas y frutas [2].

Hay un gran consumo local, nacional e internacional de fruta ecuatoriana. Cada día las plantas procesadoras de alimentos crecen y con esto se incrementan significativamente los desechos generados. Actualmente al desecho de las procesadoras de fruta no se le da ningún uso y su manejo es complicado, ya que debe ser recolectado frecuentemente para evitar la generación de olores y plagas. Encontrar una actividad industrial que haga de estos

desechos una fuente de ingresos beneficia a las partes involucradas: productores y municipios encargados de la recolección y disposición final del desecho. Con desechos de frutas se puede producir, mediante el proceso de digestión anaerobia, biol fertilizante de muy bajo costo y de grandes propiedades, además de biogás, una fuente de energía.

La digestión anaerobia es el proceso en el cual microorganismos descomponen material biodegradable en ausencia de oxígeno; siendo este proceso una forma de bioconversión. Este proceso tiene tres ventajas particulares: los desechos orgánicos son transformados en biogás cuyo principal componente es metano, se reduce la masa de desperdicio y el efluente del digestor, llamado biol, puede ser utilizado como fertilizante. La digestión anaerobia de la materia orgánica produce gases que representan del 5 al 10% del total de la materia, el cual puede ser utilizado como una fuente directa de energía. El resto se conserva en forma de lodo que tiene altos contenidos de nitrógeno, fósforo y potasio, materiales esenciales para el crecimiento de las plantas y, por lo tanto, puede ser utilizado como fertilizante después de ser sometido a un proceso de estabilización.

El biol fertilizante es un valioso abono orgánico. Existen varias ventajas del uso del biol fertilizante frente al uso de fertilizantes químicos, entre ellas son que el lodo lleva los nutrientes en formas que no son biodisponibles inmediatamente [3]. Esto quiere decir que los nutrientes se liberan en el tiempo mediante ciertos procesos naturales de descomposición de materia orgánica en los suelos. De esta forma la nutrición que recibirán las plantas será lenta y continúa. Además, se incrementa el contenido de humus en el suelo, mejorando la estructura y textura del terreno [1]. Con esto se facilita la aireación, la formación de depósitos cambia, y la capacidad de retención e infiltración del agua mejora. El fertilizante orgánico permite el ahorro de compra de otros abonos convencionales sin disminución de la producción de los campos. Inclusive la producción se incrementa comparada con los suelos no abonados o abonados con fertilizantes químicos [2].

Los residuos de plantaciones, desechos bovinos, avícolas, porcinos y desechos de plantas procesadoras de alimentos son potenciales materiales productores de biogás. La composición del biogás puede variar entre un 55% - 70% de CH_4 , 27% - 44% de CO_2 , 1% de H_2 y H_2S , y un 3% de una mezcla de O_2 , CO y NH_3 [4]. El biogás se puede utilizar directamente como una fuente de energía térmica o eléctrica. Para utilizarlo como energía

térmica el gas es transportado por mangueras hacia una estufa o caldero y el gas es combustionado para que exista contacto directo del fuego con el material a ser calentado. Si se desea utilizar el biogás como una fuente de energía eléctrica es posible utilizar el calor generado por la combustión del metano para generar vapor. Este vapor es transportado hacia una turbina donde se genera electricidad [4]. Otra forma de producción de electricidad a partir de biogás requiere de la limpieza y purificación del biogás previo su uso. Es necesario remover gases corrosivos como el H_2S , la humedad y se debe mantener una composición constante de metano en la mezcla del biogás para que pueda ser inyectado directamente como combustible en un generador eléctrico. Este tipo de uso del biogás requiere mezclar el biogás con un combustible adicional como naftas refinadas para mejorar los rendimientos en la generación de electricidad. La utilización de biogás como un combustible de motor generador de electricidad presenta eficiencias del 30% de la capacidad total energética del biogás, el resto de la energía es disipada como calor [4].

1.2 Objetivos

El objetivo general de esta investigación es la obtención de las condiciones de operación óptimas para la digestión anaerobia de desechos orgánicos de plantas procesadoras de fruta con el fin de maximizar la producción de biogás y la degradación de materia orgánica.

Los objetivos específicos de esta investigación son:

- Determinar la mezcla óptima de fruta con estiércol para maximizar la producción de biogás en reactores de operación discontinua.
- Obtener las condiciones de operación óptimas de máxima degradación de la materia orgánica bajo operación semi-continua.
- Diseñar un proceso semi-industrial para el uso de los desechos de fruta.

2. Fundamentos teóricos

La producción de gas metano a partir de desechos orgánicos es una práctica industrial común en países desarrollados. Todo material orgánico degradado como los desechos bovinos, avícolas, porcinos, desechos de plantaciones y desechos de plantas procesadoras de alimentos tienen el potencial de producir metano bajo ciertas condiciones [5].

La digestión anaerobia de los desechos es una forma de bioconversión donde se aprovecha las cadenas de carbohidratos, lípidos y proteínas para ser transformadas en metano, la unidad más simple de los hidrocarburos. Este tipo de bioconversión tiene una serie de ventajas, una de estas es la producción de una fuente directa de energía como es el gas metano, que a la vez es energéticamente mucho más utilizable que el sustrato. Además existe una reducción en la masa de desechos producidos y se produce un fertilizante orgánico de muy bajo costo que se obtiene del efluente del digestor [5]. A diferencia de otros procesos de producción de combustibles a partir de biomasa, la bioconversión que se lleva a cabo bajo condiciones anaeróbicas permite conservar todos los nutrientes inorgánicos en el lodo. Otra ventaja de este proceso es que se evita la acidificación de los suelos, lo que ocurre al utilizar el estiércol directamente en los suelos debido a su alto contenido de ácidos. Al ser sometido a la digestión anaerobia se remueven los ácidos del estiércol y se produce un fertilizante orgánico con lo que se evita que los suelos se acidifiquen [6]. A continuación se describen los detalles del proceso de digestión anaerobia, los modos de operación y los tipos de los biodigestores, y finalmente los parámetros operacionales bajo los cuales se lleva a cabo este proceso.

2.1 Digestión anaerobia

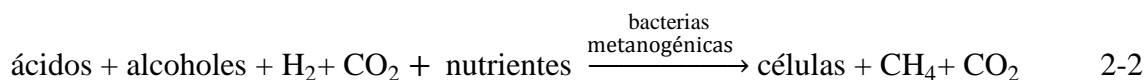
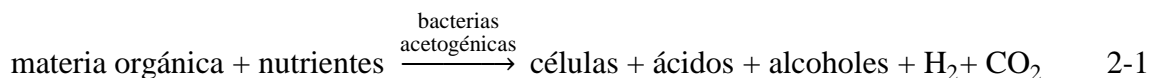
La fermentación anaeróbica es un proceso biológico en el cual la materia orgánica se degrada sin la presencia de oxígeno atmosférico para producir agua, dióxido de carbono y metano. Luis Pasteur definió este proceso como la vida sin aire [7]. Este fenómeno ocurre naturalmente, sin la intervención humana, cuando la materia orgánica permanece en ausencia de oxígeno. Existen condiciones específicas que son suministradas para permitir el crecimiento de bacterias anaeróbicas. Estas condiciones pueden ocurrir en ambientes naturales como en sedimentos de lagos y en tractos gastrointestinales de animales o pueden ser creadas en procesos industriales, semi-industriales y rurales [5]. La principal condición

para la existencia de estas bacterias es la ausencia de oxígeno. Las especies de bacterias que crecen en condiciones anaeróbicas y producen metano son conocidas como metanogénicas y las principales son: *Methanobacterium*, *Methanobacillus*, *Methanococcus* y *Methanosarcinas*. Estas bacterias pueden crecer en un amplio rango de temperatura y se desarrollan fácilmente en ambientes de pH neutro [6].

2.1.1 Descripción del proceso de digestión anaerobia

La digestión anaerobia de desechos orgánicos se lleva a cabo en tres pasos como se observa en la Figura 2.1. El primer paso es la hidrólisis de carbohidratos, lípidos y proteínas. El segundo paso, que ocurre inmediatamente después, es la acetogénesis de los productos de la hidrólisis que son convertidos en ácidos grasos, hidrógeno y dióxido de carbono. Por último, el tercer paso es la metanogénesis donde intervienen las bacterias metanogénicas que utilizan el ión acetato y el hidrógeno para formar metano y dióxido de carbono [5].

Las reacciones generales del proceso de digestión anaerobia son las siguientes:



En la reacción 2-1 la materia orgánica junto con los nutrientes necesarios es descompuesta por las bacterias acetogénicas y producen ácidos, alcoholes, hidrógeno y dióxido de carbono gaseoso además de nuevas bacterias que seguirán llevando a cabo la reacción 2-1. En la reacción 2-2 todos los productos de la reacción 2-1, a excepción de las células, son degradados por las bacterias metanogénicas para producir células o bacterias de su misma especie, metano y dióxido de carbono. Estos dos gases producidos en la reacción 2-2

constituyen el biogás, con un mayor porcentaje de metano con respecto al dióxido de carbono.

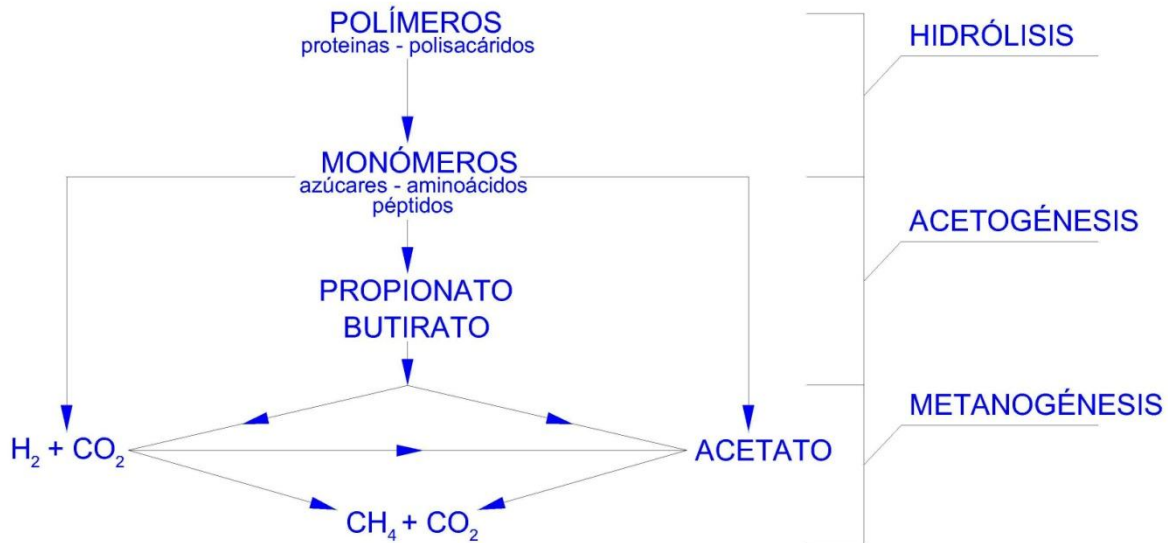


Figura 2.1: Proceso de digestión anaerobia [5]

La composición química de los desechos orgánicos es principalmente carbohidratos, lípidos y proteínas que se presentan como polímeros, o cadenas estructurales grandes. Los carbohidratos se presentan como polisacáridos, celulosa y almidón. Debido al contenido de oxígeno en los carbohidratos, este actúa como aceptor de electrones. Así una porción del carbohidrato es oxidada en CO_2 y ácidos orgánicos [7]. Los polisacáridos son hidrolizados por enzimas extracelulares, excretadas por las bacterias, en monosacáridos que son principalmente glucosa, algo de fructosa y manosa. A la hidrólisis se la considera parte esencial de la digestión ya que la misma puede limitar el proceso anaerobio, razón por la cual es necesario que exista una población grande de microorganismos, un sustrato orgánico concentrado y una temperatura uniforme para la digestión [7].

En el siguiente paso, la acetogénesis, los monosacáridos son transformados en ácidos orgánicos y en alcoholes. Esta etapa es una transformación del material orgánico complejo en materia más simple. Los ácidos formados con mayor presencia son el ácido acético y el ácido butírico, siendo el ácido acético el más importante. Se ha demostrado que el 72% de

metano producido proviene del ácido acético, y un 13% proviene del ácido butírico [6]. El restante 15% se forma a partir de hidrógeno y dióxido de carbono proveniente de la reducción del metanol y de la degradación de otros compuestos intermedios [6]. Para obtener una producción continua de ácidos es necesario remover el hidrógeno en exceso del sistema ya que el mismo inhibe a las bacterias formadoras de ácidos [8]. La remoción de hidrógeno se logra con una alta población de bacterias metanogénicas que consuman el hidrógeno presente y lo transformen en metano.

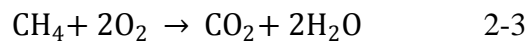
Las cadenas largas de ácidos grasos pueden ser fermentadas por una β -oxidación. Esta fermentación requiere la remoción de un fragmento de dos carbonos del final de la cadena que se encuentra lejos del grupo carboxilo [6]. Posteriormente, ocurre la conversión de este fragmento en un ión acetato, que luego será fermentado por las bacterias metanogénicas a dióxido de carbono y metano. El hidrógeno que es producido en la β -oxidación puede ser combinado con dióxido de carbono para formar más metano. El metano es el producto final del proceso bacteriano bajo condiciones anaerobias de acuerdo a las reacciones descritas anteriormente [8].

Las bacterias metanogénicas son de crecimiento lento y por ello es necesario tener un tiempo de residencia, o de retención, prolongado. Existe un rango de 2 a 20 días que deben permanecer las bacterias dentro de un sistema y no deben ser removidas para que puedan producir metano [7]. Se considera que la fermentación metanogénica es el paso limitante, o el paso que controla el proceso de digestión, razón por la cual es necesario optimizar las condiciones para que la metanogénesis se lleve a cabo adecuadamente [7].

2.1.1 Producción y aplicación del biogás

En el proceso anaerobio la producción de metano está en función de la cantidad de materia orgánica disponible para la degradación anaerobia. El metano es poco soluble de manera que no es probable que existan pérdidas por solubilización del gas en la fase líquida. El CH_4 , el CO_2 y el NH_3 son los gases producidos en la biodigestión y constituyen entre un 95% y un 98% del gas total producido. El resto de gases producidos son el H_2S y el H_2 .

La combustión de metano requiere de dos moles de oxígeno para ser transformado completamente en CO_2 de acuerdo a la siguiente reacción:



A partir de la ecuación 2-3 deducimos estequiométricamente que para la combustión de 1 kg de metano se requerirán de 4 kg de oxígeno.

De acuerdo a Romero [7], para producir 0,35 m³ de metano es necesario estabilizar 1 kg de materia orgánica en términos de demanda química de oxígeno. Realizando un simple cálculo con la ecuación de gases ideales y asumiendo condiciones normales de presión y temperatura sabemos que 0,35 m³ de metano corresponden a 4 kg de metano. Por lo tanto es posible llegar a la relación de que 1 kg de DQO estabilizada anaeróbicamente produzca 0,35 m³ de CH₄ [7].

La degradación bacteriana de materia orgánica bajo condiciones anaerobias produce una mezcla gaseosa conocida como biogás que tiene aproximadamente un 50% a 70% de metano, y un 30% a 50% de dióxido de carbono. Puede contener también trazas de otros gases como sulfuro de hidrogeno, nitrógeno, oxígeno, hidrogeno y monóxido de carbono. Con esto se obtiene un biogás que contiene un valor calórico de aproximadamente 19 a 22 MJ/m³. Para obtener un gas de mayor calidad con el valor calórico de 37 MJ/m³, como el del metano, es necesario remover los gases contaminantes como el dióxido de carbono y las trazas de otros gases [5].

2.2 Modos de operación de digestores

Para llevar a cabo procesos industriales de digestión, se puede diferenciar entre dos tipos de reactores. Un tipo de reactor es el que se utiliza para la siembra y cultivo de microorganismos y el otro tipo de reactor es el que se puede utilizar para llevar a cabo el proceso de digestión de producción continua. Para el cultivo de los microorganismos que se utilizan en la digestión es necesario tener un reactor especializado donde se llevan a cabo las reacciones de degradación. En el reactor de producción continua se coloca el inóculo para que se lleve a cabo la producción deseada [9]. Se detallan a continuación los modos de operación más importantes.

2.2.1 Operación discontinua

Un reactor tipo batch tiene un funcionamiento por lotes, donde el reactor es cargado a su nivel máximo de operación, se cierra y se lleva a cabo la digestión anaeróbica durante el

tiempo que se requiera. La principal característica del reactor batch es que no existe transferencia de masa durante el proceso. Es decir los reactantes son introducidos al inicio de la operación, y los productos son extraídos al final de la digestión. Es por esto que al reactor batch se lo conoce como un reactor discontinuo, ya que no hay entrada ni salida de componentes al reactor durante la operación. Para operar el digestor tipo batch la biomasa es suministrada en el primer paso. Una vez cargado el reactor se mantiene herméticamente cerrado para que no ingrese oxígeno y así se mantengan las condiciones anaeróbicas hasta que la digestión se haya completado. La operación se divide en dos etapas. Primero se deben desarrollar los microorganismos para luego seguir con la etapa de producción de biogás. El inóculo es una población microbiana inicial, la cual es introducida en el digestor para que se reproduzca y lleve a cabo la degradación de la materia orgánica. El tiempo que se requiere para llevar a cabo la digestión depende principalmente de la cantidad de materia orgánica y de las condiciones de operación. Es vital para el proceso evitar el contacto de las bacterias con oxígeno y mantener la temperatura estable en los niveles óptimos de operación [9].

En la operación batch se utilizan, por lo general, dos digestores operando en paralelo. El primer digestor se carga con un volumen diario definido hasta su llenado. Una vez alcanzado este punto, se empieza a llenar el segundo digestor, mientras que el primero se deja fermentar sin adicionar más carga. Cuando se llena el segundo reactor, el primero es vaciado y se repite el proceso [5]. Los ciclos de operación de esta configuración son más cortos comparados con los ciclos de operación de un solo reactor.

Los digestores batch son utilizados cuando la cantidad de materia que se desea tratar es pequeña. Otro factor que determina el uso de un digestor batch es el costo ya que los reactores batch requieren de menor tecnología y pueden ser armados de forma artesanal y pueden ser operados de manera manual [4].

2.2.2 Flujo continuo

Un reactor de flujo continuo es aquel que tiene un afluente y un efluente continuos. En el reactor de flujo continuo se tiene un intercambio de masa a lo largo del tiempo de operación.

En el proceso convencional de flujo continuo, una cantidad específica de materia prima es adicionada al reactor diariamente, y ese mismo volumen de lodos es removido del digestor, manteniendo el volumen del digestor constante. Se han utilizado diferentes modos de mezcla en los digestores, desde una agitación continua hasta sistemas sin ningún tipo de agitación. En el flujo continuo se busca llegar al estado estacionario mediante el control de las condiciones de operación que son la concentración de sustrato, el pH y la temperatura [15]. Para alcanzar el estado estacionario es posible operar bajo dos tipos de condiciones: quimiostáticos o turbidostáticos. La operación quimiostática se refiere al ajuste del caudal de alimentación al digestor a un valor apropiado y constante. Con este ajuste se busca llegar a concentraciones de microorganismos, sustrato y producción bioquímica a los niveles naturales propios de los microorganismos [14]. La operación turbidostática requiere de un análisis experimental de la turbidez, que está relacionada con la concentración microbiana. Con este análisis es posible controlar el caudal del digestor [9]. La distribución del tiempo de residencia dentro de los reactores de flujo continuo puede ser en forma de una mezcla completa o un flujo en forma de pistón. Las características de cada caso se presentan a continuación.

Una de las desventajas que puede presentar una operación de flujo continuo es el arrastre de microorganismos en operaciones de caudales elevados. El arrastre de microorganismos ocurre cuando los efluentes son muy altos, pues el flujo que sale del digestor acarrea microorganismos, dejando así al reactor con una concentración pequeña de los mismos. Si no hay una alta concentración de microorganismos dentro del reactor, no ocurre la digestión. Para solucionar este tipo de inconveniente se han diseñado diferentes arreglos y configuraciones de reactores, en los cuales, por ejemplo se adiciona al afluente microorganismos, o se separa los microorganismos del efluente por diversos medios y se los retorna al reactor [9]. Algunos de estos tipos de reactores se presentan en la sección 2.3.

2.2.2.1 Flujo de mezcla completa

El flujo de mezcla completa se lleva a cabo en un reactor de mezcla continua, conocido como CSTR (Continuos Stirred Tank Reactor, por sus siglas en inglés). En la mezcla perfecta se asume que la concentración de los componentes dentro del reactor es

homogénea e igual en todas partes. La concentración del efluente es igual a la concentración que se encuentra dentro del reactor. Para llevar a cabo la mezcla se utiliza métodos mecánicos como un agitador o un reflujo impulsado por una bomba [10].

Los biodigestores de tipo CSTR se los considera de alta productividad ya que los controles de temperatura y pH son generalmente automatizados, permitiendo así un manejo eficaz de los parámetros operacionales dentro de los rangos óptimos para la biodigestión. Debido a su alta eficacia las cargas continuas que soportan este tipo de reactores puede variar de $1,6 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ a $8 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ y con tiempos de residencia menores a 15 días con la posibilidad de que puedan llegar a ser hasta de horas [11].

2.2.2.2 Flujo en pistón

En el flujo de pistón el afluente es introducido en un extremo longitudinal del digestor y el efluente es extraído del otro extremo. No existe mezclado interno en este proceso, sino que los reactivos y los microorganismos son sometidos a distintas condiciones a lo largo del reactor. En el flujo de pistón la digestión ocurre a lo largo del reactor en el transcurso del inicio hasta el fin. La concentración y composición bacteriana varía a lo largo del reactor. Este tipo de operación puede tener ciertas ventajas ya que distintos procesos se pueden llevar a cabo dentro de un solo reactor. Por ejemplo, la hidrólisis se llevará a cabo en la zona cercana al afluente del reactor, mientras que la etapa acidogénica se lleva a cabo en la zona intermedia y finalmente la etapa metanogénica se lleva a cabo en la zona cercana al efluente del reactor. La desventaja del flujo en pistón es la dificultad de controlar las condiciones de operación, sobre todo los niveles de pH en el centro del reactor ya que no hay mezclado dentro del sistema [18].

2.3 Diseño de digestores anaeróbicos

Existen diversos tipos de digestores en la industria y en zonas rurales. El diseño del digestor depende de las condiciones de operación, del tipo de materia prima, del costo de operación, entre otros.

Los digestores anaeróbicos pueden ser clasificados de acuerdo a la frecuencia de alimentación, temperatura, grado de mezclado, configuración y por los materiales de construcción [12]. El digestor más simple es el digestor tipo batch, reactores más complejos

son el reactor de contacto anaerobio, reactor de lecho expandido, digestor multietapa, digestor anaerobio de manto de fango de flujo ascendente y digestor de expansión continua, entre los más importantes.

La mayoría de los digestores anaeróbicos son alimentados diariamente con desechos frescos y los lodos digeridos son removidos. Este tipo de operación es continua, y responde a la cantidad de desechos que se generen. Cuando un reactor se opera continuamente es deseable llegar a las condiciones de equilibrio para mantener la producción de gas metano constante durante varios meses o años.

Cuando se genera gas metano dentro del reactor, se separa de la fase líquida ya que el metano es poco soluble en agua. Cuando ocurre esta separación natural de las fases, el biogas generado en la digestión se eleva y acarrea consigo partículas de lodo y otras materias como grasas y aceites, formando un sobrenadante o espuma que se separa de la fase líquida del digestor, y esta fase se la conoce como biofilm [12]. El biofilm es una matriz adhesiva donde las bacterias se adhieren, creando una colonia. Las bacterias son capaces de crear un biofilm mediante la producción de sustancias extracelulares poliméricas las cuales tienen propiedades adhesivas. Una vez creada la matriz es posible que esta se asocie en superficies vivas o inertes para luego ser colonizada por más bacterias creando así una especie de membrana muy fina y capaz de ser vista macroscópicamente [13].

En términos de la producción de metano las bacterias anaeróbicas funcionan de manera eficiente a temperaturas de 35 °C que se conoce como operación mesofílica o a 57 °C que es la operación termofílica. Digestores termofílicos tienen producciones máximas de metano y pueden ser de la mitad a dos tercios más pequeños que los reactores mesofílicos. Sin embargo, los reactores termofílicos son más propensos a perder calor lo cual afecta las condiciones de equilibrio de las bacterias. El balance energético en los reactores mesófilos puede ser más factible a nivel agrícola e industrial pues es posible mantener temperaturas cercanas a los 35 °C mediante aislamientos simples de los reactores ya que la reacción de producción de metano es exotérmica. Los reactores termofílicos presentan más complicaciones a nivel agrícola e industrial ya que alcanzar temperaturas cercanas a los 57

°C es más difícil porque se requiere agregar calor al sistema, y el balance energético puede llegar a ser negativo [13].

El contenido de los digestores debe ser mezclado para distribuir la temperatura uniformemente, para renovar el contacto de las bacterias con la nueva alimentación, y para liberar el gas producido por la descomposición. Los digestores a gran escala incorporan mecanismos de mezcla, agitación por recirculación o con gases comprimidos. A pesar de todo esto, es deseado mantener la agitación al mínimo para evitar pérdidas de calor y para evitar la destrucción de las bacterias. Los digestores anaeróbicos generalmente son construidos de concreto o acero recubiertos con aislante.

A continuación se presentan cinco reactores continuos con distintos funcionamientos. Estos reactores son los más utilizados a nivel industrial, y en base a ellos surgen nuevos diseños que se adaptan a las necesidades específicas del proceso.

2.3.1 Reactor de contacto anaerobio

En el proceso de contacto anaerobio los desechos que se van a tratar son mezclados en un primer reactor con los lodos digeridos previamente de acuerdo a la Figura 2.2. Esta mezcla se transporta a un segundo reactor hermético donde son digeridos anaeróbicamente. En este digestor el biogás sale por la zona superior mientras que el lodo sale por la zona inferior. A continuación la mezcla digerida es llevada a una unidad de flotación al vacío o clarificador. El sobrenadante de este proceso es el biol, que puede ser utilizado como fertilizante, mientras que el lodo sedimentado es recirculado a la etapa de mezcla en el primer digestor. El lodo recirculado sirve como siembra para la degradación de los desechos a ser tratados posteriormente [14]. La ventaja de reinocular la biomasa es que se pueden tratar aguas residuales con bajas proporciones microbianas, como es el caso de aguas residuales industriales. El reactor de contacto anaeróbico tiene como fin mantener un estrecho control del tiempo de residencia de las bacterias metanogénicas dentro del sistema. Además este tipo de reactor tiene la capacidad de trabajar en un rango amplio de cargas hidráulicas y orgánicas [15]. Las cargas orgánicas de este reactor pueden variar de 2 a 10 $\frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ y el tiempo de residencia hidráulico puede variar de 1 a 5 días [16].

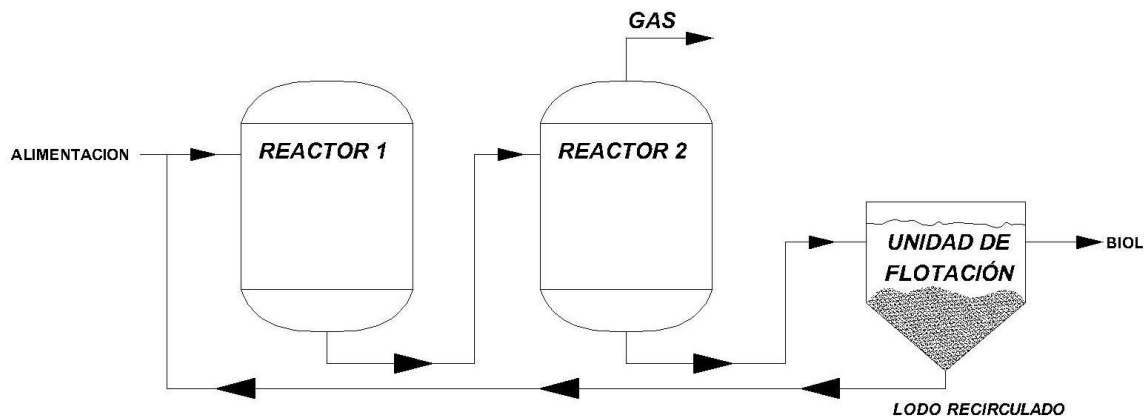


Figura 2.2: Reactor de contacto anaerobio [14]

2.3.2 Reactor de lecho expandido

El reactor de lecho expandido es un digestor al que se le bombea los desechos a digerir a través de un lecho. El lecho puede ser de distintos materiales tales como arena, carbón o un

conglomerado expandido y el diámetro de las partículas es de 0,3 a 3,0 mm. El término expandido se refiere a la superficie donde se coloniza la biomasa bacteriana alrededor de las partículas de soporte. Los lechos expandidos tienen áreas superficiales de colonización mayores a los lechos de películas fijas [16]. Las ventajas que presenta el biodigestor de lecho expandido es retener la biomasa activa en las partículas de soporte, permite tasas elevadas de recirculación y menor sensibilidad a componentes tóxicos del afluente. [17] Se puede observar en la Figura 2.3 el lecho expandido como la zona sombreada que se encuentra dentro del reactor. El efluente líquido es recirculado al afluente para diluir la alimentación y asegurar que el medio se halle expandido, es decir que la biomasa se halle colonizada y adherida en la superficie del lecho para permitir la digestión. Este reactor opera con tiempos de retención hidráulicos cortos típicamente de 1 a 10 horas y es capaz de soportar cargas orgánicas de 5 a 50 $\frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ [16].

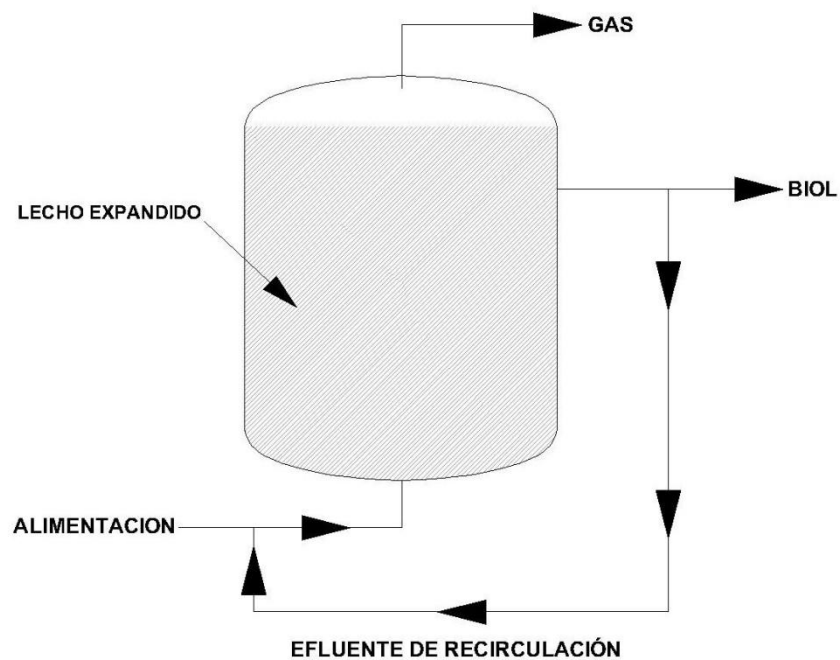


Figura 2.3: Reactor de lecho expandido

2.3.3 Digestor multietapa

Los digestores multietapas son arreglos de dos o tres digestores anaeróbicos conectados en serie, como se puede observar en la Figura 2.4. Este arreglo está diseñado para optimizar el crecimiento de las bacterias acetogénicas en los primeros reactores y permitir el crecimiento de las bacterias metanogénicas en los reactores subsiguientes [18]. Gracias a la separación de bacterias en distintos digestores es posible operar a las condiciones óptimas para el crecimiento de cada tipo de microorganismo, lo cual es una ventaja frente a otro tipo de reactores. Para llegar a esto las condiciones del primer reactor deben ser de pH ácido y temperatura de 55 °C para favorecer el crecimiento de las bacterias acetogénicas, mientras que en el segundo reactor se opera a pH neutro y temperatura de 35 °C para favorecer el crecimiento de las bacterias metanogénicas [16]. En el segundo reactor se extrae el gas metano por la parte superior y el biol fertilizante por la parte inferior. Las cargas orgánicas de este digestor pueden variar de 2 a 15 $\frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ y el tiempo de residencia hidráulico puede variar de 1 a 3 días para el digestor acetogénico y de 12 a 15 días para el digestor metanogénico [5].

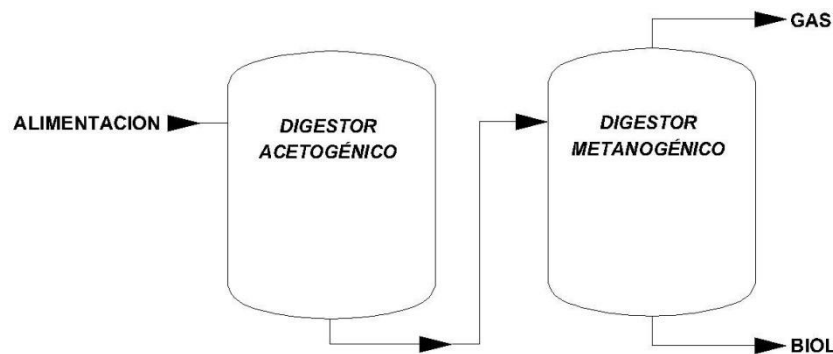


Figura 2.4: Digestor multietapa

2.3.4 Reactor anaerobio de lecho de fango de flujo ascendente (UASB)

En el reactor de lecho de fango de flujo ascendente o UASB (por sus siglas en inglés: Upflow Anaerobic Sludge Bed) los desechos son introducidos por la parte inferior del reactor. El flujo ascendente pasa a través de un lecho de fango que contiene partículas

formadas biológicamente. La digestión ocurre cuando hay contacto entre el material orgánico y las partículas. El metano que se produce en el lecho obliga a que exista un flujo interior que ayuda al mantenimiento y formación de estas partículas biológicas ya que parte del gas generado se adhiere a las partículas. Las partículas que tienen gas adherido ascienden a la zona superior del reactor. En esta zona se libera el gas adherido de las partículas por contacto con deflectores desgasificadores. Una vez que las partículas han sido desgasificadas, descienden nuevamente a la parte inferior del lecho de fango. El gas es recolectado en la parte superior del reactor. El líquido en la parte superior contiene sólidos y partículas biológicas que no lograron descender, de manera que el líquido es llevado a un proceso de sedimentación para separar los sólidos. Una vez separados los sólidos son recirculados al lecho de fango [14]. Las cargas orgánicas de este reactor pueden variar de 0,5 a 40 $\frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ y el tiempo de residencia hidráulico puede alcanzar tiempos menores a 1 día, lo cual presenta una gran ventaja de este tipo de reactor [19]. La desventaja que presenta el biodigestor UASB es que necesita de largos periodos de tiempo para el arranque y puesta en marcha [20].

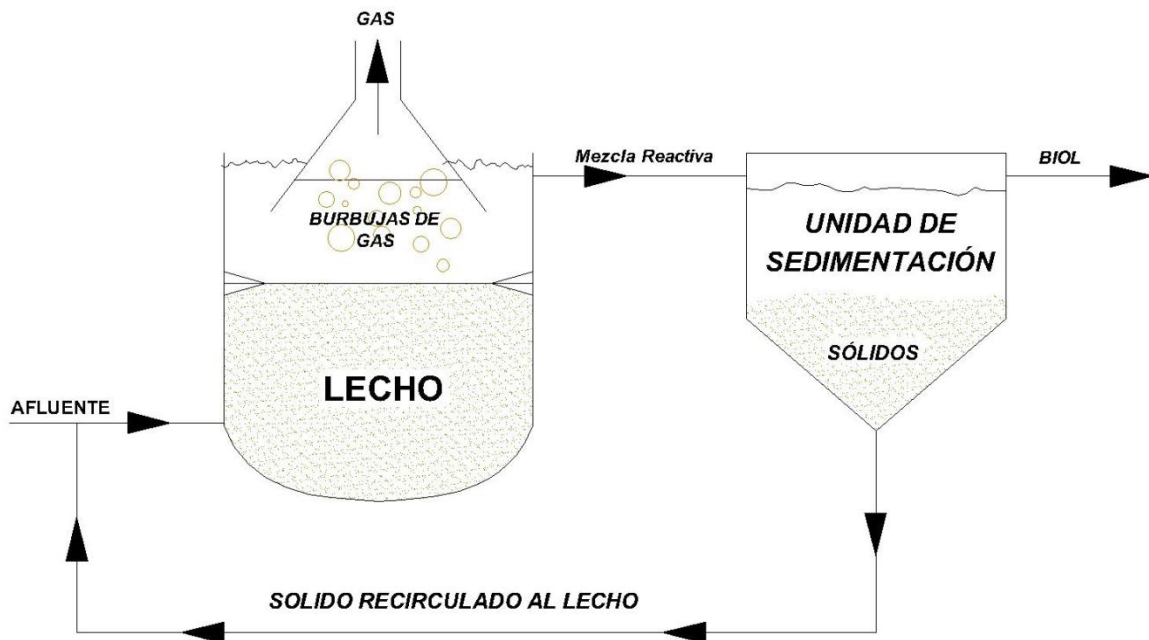


Figura 2.5: Reactor anaerobio de lecho de fango de flujo ascendente

2.3.5 Digestores de expansión continua

El digester de expansión continua es un reactor de operación semicontinua. Se carga diariamente, pero este reactor no tiene asociado consigo un efluente. El volumen del digester se expande en un ciclo que dura entre 90 a 180 días. Luego del ciclo de digestión, se remueve toda la carga en un solo efluente y se coloca en la tierra. La ventaja de este tipo de digester es que no hay la necesidad de manejar un efluente diario y la desventaja es que se requiere de un gran volumen de reactor [4]. El funcionamiento de este digester se lo ilustra en la Figura 2.6 donde se puede ver que la alimentación durante un periodo de tiempo está representada por un color distinto. Se espera que este digester se vaya llenando a lo largo del tiempo, es por esto que los colores identifican cantidades de volúmenes en intervalos de tiempo. El digester es alimentado hasta llegar a su capacidad máxima. Una vez que se ha llegado a la capacidad máxima el digester es vaciado completamente para iniciar el siguiente ciclo. El tiempo de residencia del digester de expansión continua puede llegar a ser de 175 a 210 días y el mismo puede soportar cargas de alimentación de diversas concentraciones que varían entre $0,27 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ a $15 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ [5].

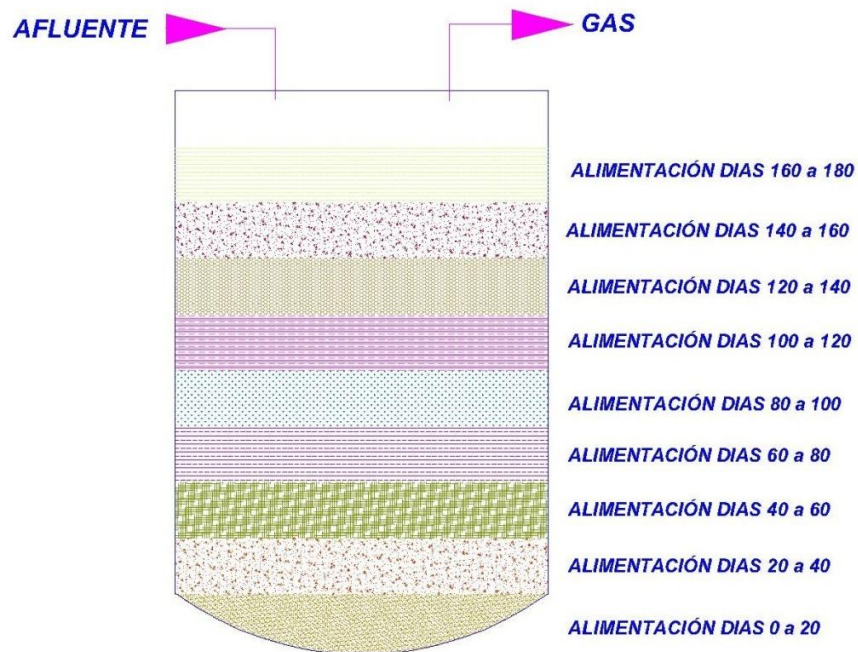


Figura 2.6: Reactor de Expansión Continua

2.4 Parámetros operacionales

La digestión anaeróbica es un proceso biológico complejo muy sensible a las condiciones de operación como son pH, temperatura, carga orgánica, concentración de sólidos en el afluente, nutrientes disponibles y sustancias tóxicas. A continuación se presentan en detalle los parámetros operacionales del proceso de biodigestión.

2.4.1 Temperatura

La temperatura es un factor muy importante ya que determina el crecimiento bacteriano durante el proceso de fermentación. Existen tres zonas de actividad microbiana: la psicrófila que es debajo de los 28 °C, mesófila que está en el rango de los 28 °C a los 42 °C y la termófila que está sobre los 42 °C. La cantidad de metano producido en la zona psicrófila es menor, comparado a las zonas mesófila y termófila, que son de gran interés para la producción comercial de metano [18].

Si se opera en la zona termófila se puede acelerar el proceso de digestión anaerobio, se disminuye el tiempo de residencia del afluente y por ende es posible disminuir el volumen del reactor [14]. A pesar de ello se prefiere operar en la zona mesófila ya que ésta no requiere de suministro de energía para alcanzar la temperatura de operación. De esta forma se economiza en costos energéticos que se traducen en costos económicos.

2.4.2 pH

Las bacterias metanogénicas son muy sensibles a pequeños cambios de pH. Durante la operación normal para la producción de metano el pH se mantiene naturalmente alrededor de 7 por el tampón bicarbonato resultado del dióxido de carbono producido durante la fermentación anaerobia [9]. Debido a las distintas poblaciones que intervienen en la producción de metano es posible que un reactor se acidifique. Esto puede ocurrir por una desincronización, ya que las bacterias acidogénicas pueden estar produciendo más ácido de lo que pueden consumir las bacterias metanogénicas. Esto sucede cuando se suministra de manera muy rápida o excesiva la cantidad de sustrato. El ácido puede inhibir a las bacterias productoras de metano y disminuir o detener completamente la producción del biogás. Si el equilibrio es alterado y se produce demasiados ácidos orgánicos, el pH del sistema caerá

debajo de 6.6 y las bacterias productoras de metano morirán rápidamente sin producir el gas deseado. El rango óptimo de pH se encuentra entre 7.0 y 7.2 [5]. Es deseable evitar la acidificación pues es más difícil recuperar a un reactor en funcionamiento que poner en marcha uno nuevo. Para evitar la acidificación existen tres alternativas para solucionar el problema. Una de ellas es el uso de amortiguadores, de manera que el ácido generado sea nivelado. La segunda es añadir el sustrato tan lentamente de manera que la producción de ácido y de otros productos intermedios se mantenga en niveles bajos mediante la limitación del sustrato. Con esto se ayuda a las bacterias metanogénicas a utilizar los ácidos y los precursores en la misma cantidad que han sido producidos [6]. Una tercera opción para controlar el pH es utilizar simultáneamente las dos rutas antes mencionadas, utilizar un amortiguador y a su vez controlar el flujo de suministro del sustrato para mantener los niveles de pH en neutro.

2.4.3 Componentes tóxicos

Hay varias sustancias orgánicas e inorgánicas que pueden ser tóxicas para la vida microbiana en el digestor. Es peligroso si hay concentraciones excesivas de metales pesados, metales alcalinos (Mg, Ca, Na, K), amoníaco y sulfuros solubles.

Los sulfuros solubles más comunes son las especies de HS^- y H_2S . Los sulfatos son reducidos por bacterias sulfuroreductoras a sulfitos y luego a tiosulfitos y azufre, antes de ser reducidos a sulfuros. En el caso que exista una alta proporción de materia orgánica rica en sulfatos, las reacciones procederán hacia los sulfuros. Si existe gran cantidad de sulfatos y poca materia orgánica, las reacciones se detienen en los sulfitos y tiosulfitos. Por esto, la presencia de bacterias reductoras de sulfatos y la respiración de sulfatos afecta adversamente a la metanogénesis. Es también indeseable la respiración de sulfatos ya que las bacterias de metano no toleran el H_2S en concentraciones altas [7].

Los metales pesados bloquean las actividades biológicas de las células, inactivan las acciones enzimáticas debido a la formación de enlaces entre el metal y los grupos $-\text{SH}$ presentes en las proteínas. Esto ocasiona daños irreversibles en los microorganismos y por ende causan la muerte de los mismos [21].

El amoníaco libre, cuando está presente en altas concentraciones, inhibe el metabolismo anaeróbico y es mucho más tóxico que el ión amonio. El amoníaco prevalece a pH elevado

de acuerdo al equilibrio químico $\text{NH}_3 - \text{NH}_4^+$. Es por esto que a pH elevado y concentraciones altas de NH_3 harán que las bacterias metanogénicas no puedan producir gas. Es posible controlar el amoníaco presente en un biodigestor mediante la adición de ácido acético, que controlará el pH de la mezcla y se reflejará en la alteración del equilibrio $\text{NH}_3 - \text{NH}_4^+$ favoreciendo hacia el ion amonio [19]. Otro método de control del amoníaco es nitrificando al sistema. La nitrificación es un proceso biológico que consiste en la transformación de amonio en nitrato en presencia de oxígeno o de carbonato de calcio. Para que ocurra dicho proceso es necesario que existan bacterias nitrificadoras capaces de producir nitratos, hidrogenuros y agua con la presencia de oxígeno. Si se utilizara carbonato de calcio se producirá nitrato, dióxido de carbono y agua [14].

2.4.4 Carga de alimentación

La carga orgánica máxima que puede soportar un reactor en un proceso anaerobio depende del tiempo de retención y de la actividad de los microorganismos implicados en los procesos bioquímicos de degradación de la materia orgánica. Las bacterias metanogénicas tienen una velocidad de crecimiento baja, que puede llegar a ser de 10 a 60 veces menor a la velocidad de crecimiento de las bacterias fermentativas [20]. De este modo, la presencia de bacterias metanogénicas determinará la capacidad de carga de alimentación para un reactor. Es importante buscar la carga óptima de alimentación ya que si la alimentación se encuentra por encima de la carga de alimentación óptima las bacterias acetogénicas producirán más ácidos que los que pueden procesar las bacterias metanogénicas. Esto ocasionaría la acidificación del lodo y se inhibe la producción de metano, repercutiendo negativamente en la formación del mismo [16].

3. Métodos experimentales

Para llevar a cabo los experimentos se construyen dos tipos de digestores, los digestores batch y los digestores semi-contínuos, ambos a escala de laboratorio. En estos digestores se introduce desechos de fruta mezclados con estiércol bovino a distintas proporciones para determinar la mezcla óptima. A continuación se detalla la materia prima y los procedimientos que se llevan a cabo en la fase experimental.

3.1 Definición de la materia prima

La materia prima utilizada proviene de la planta procesadora de frutas La Jugosa. En esta planta se extrae la pulpa de distintas frutas y se las envasa para la venta en supermercados. Los residuos de la extracción de la pulpa, son la materia prima para llevar a cabo los experimentos. Entre todas las frutas disponibles se escogió mora, guanábana, naranjilla y tomate de árbol. La razón de haber escogido estas cuatro frutas son su alta disponibilidad y su bajo contenido de fibra. La fibra presenta problemas ya que se enreda y tapa las mangueras de alimentación, razón por la cual no es recomendable utilizar desechos de frutas con altos contenidos de fibra. Además las fibras están constituidas de celulosa, sustancias pécticas y lignina, las cuales son difíciles de degradar anaeróticamente. Los desechos con altos contenidos de fibra son el coco, la naranja y el limón. Las ventajas de utilizar los residuos de las frutas de mora, guanábana, naranjilla y tomate de árbol es su contenido de materia orgánica fácilmente degradable, ya que existen residuos de pulpa en ellos.

3.2 Reactores batch de escala laboratorio

3.2.1 Construcción

Los reactores batch fueron construidos con dos kitasatos, una probeta, mangueras y tapones de caucho. De acuerdo a la Figura 3.1 el kitasato R1 es donde se lleva a cabo la digestión. Los gases producidos por la digestión son llevados al kitasato T1 mediante una manguera. En el T1 los gases son acumulados mediante desplazamiento de agua. Para cuantificar el gas acumulado, el T1 tiene una manguera que conecta la solución de ácido sulfúrico 0,1 N con una probeta. Por desplazamiento de volúmenes, el gas queda contenido en el kitasato T1 y la solución pasa a la probeta donde se puede cuantificar la cantidad de gas producido.

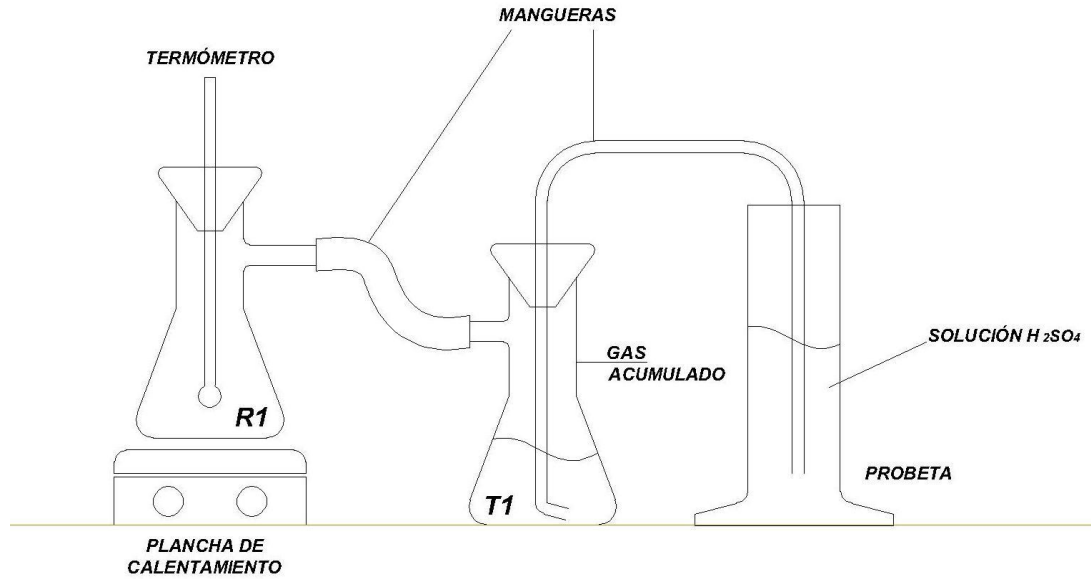


Figura 3.1: Funcionamiento del reactor batch escala laboratorio

Para mantener los reactores batch a la temperatura de 35 °C se utilizó un termómetro dentro de la mezcla y la temperatura es controlada manualmente con planchas de calentamiento. Para evacuar el gas producido diariamente del reactor se conecta una manguera con una aguja hipodérmica y una válvula de estrangulamiento a un costado de la manguera de gas. Para succionar el gas del reactor se conecta una jeringa de 60 mL y se extrae el gas del reactor. En la Figura 3.2 se muestra una foto del arreglo para el funcionamiento del reactor batch.



Figura 3.2 Reactor batch escala laboratorio

3.2.2 Puesta en marcha

Una vez armado el reactor batch, se coloca la mezcla de inóculo, agua, desecho de fruta y estiércol en el reactor y se sella la tapa con silicón caliente y parafina para garantizar la hermeticidad. Se colocan los reactores en la plancha y se controla que la temperatura de la mezcla se encuentre a 35 °C. La cantidad de biogás producido se mide diariamente mediante el desplazamiento de la solución de ácido sulfúrico.

3.3 Reactores semi-continuos de escala laboratorio

3.3.1 Construcción

Los reactores semi-continuos se construyen a partir de tubos de PVC. El diámetro de los reactores es de 15,24 cm. El volumen deseado del reactor es de 3000 cm³, de manera que la altura de los reactores es de 16,44 cm. Las tapas superior e inferior también son de PVC y

se las adhirió al tubo con Kalipega, un pegamento especial para PVC. Se agrega un exceso de pegamento para evitar que el reactor tenga fugas y para que soporte la presión interna generada por el biogás. La tapa del reactor tiene dos roscas, en una de las roscas se coloca el manómetro con una válvula de gas y en la otra la manguera de alimentación. La manguera de alimentación es plástica y tiene un diámetro interno de 1.11 cm. El manómetro de gas tiene un rango de 0 a 30 psi.

Para mantener la temperatura de los reactores constante se sumerge a los reactores en un baño de agua a la temperatura deseada, como se puede observar en la Figura 3.3. Para esto se fabrica un tanque con una resistencia eléctrica. La resistencia utilizada es de un tanque de agua, de manera que es necesario controlar la temperatura a la cual se caliente el agua. La temperatura mínima de calentamiento de la resistencia es de 70 °C. Para poder operar a 35 °C es necesario agregar un reóstato para el control de la resistencia de calentamiento, y por ende de la temperatura. El control se realiza manualmente.

Los reactores se llenan con 2000 cm³ de mezcla. De esta forma se opera con una cabeza de gas de 1000 cm³.

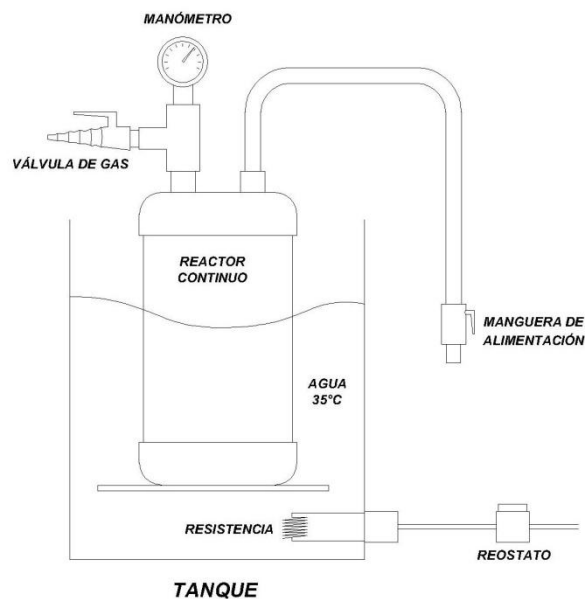


Figura 3.3: Funcionamiento del reactor semi-continuo escala laboratorio



Figura 3.4: Reactores semi-contínuos en funcionamiento

3.3.2 Puesta en Marcha

Para la puesta en marcha de los reactores de operación semi-continua se sellan los reactores y se comprueba su hermeticidad. Una vez asegurado que el reactor no tiene fugas se agrega el inóculo, desecho de fruta, estiércol y agua y se lo deja reposar durante siete días. Esto se hace para obtener condiciones anaeróbicas y que las bacterias empiecen la degradación de la materia orgánica inicial. En estos primeros días se liberan grandes cantidades de CO_2 . Con esto se busca eliminar todo el aire dentro del reactor para que empiecen a actuar las bacterias anaeróbicas.

Al día siete se alimenta al reactor con la primera carga que empieza en $0,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ y que ira subiendo en pasos de $0,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ hasta llegar a la carga orgánica máxima del reactor. En el transcurso de la operación se mantiene la temperatura constante por medio del baño de agua. Antes de cada cambio de alimentación se hace un análisis de DQO de la mezcla reactiva. También se hacen análisis de sólidos totales y sólidos totales orgánicos para determinar el proceso de degradación que se lleva a cabo en el reactor. El pH se mide diariamente ya que es importante controlar los niveles de acidez en la degradación anaerobia, pues si se encuentra muy ácido es necesario agregar un álcali para ayudar al sistema a restablecer un pH neutro, óptimo para la metanogénesis. La base que se utiliza para controlar el pH es el hidróxido de calcio en solución. El criterio que se utiliza para escoger este álcali es su fácil adquisición ya que se encuentra en cualquier tienda de insumos para la construcción, es de fácil manejo y presenta riesgos mínimos para la salud con respecto a otros álcalis como el hidróxido de sodio y por último el precio del hidroxido de calcio es menor con respecto al hidróxido de sodio.

3.4 Diseño de Experimentos

El diseño de los experimentos se desarrolla en varias fases experimentales. La primera fase experimental consiste en la selección de los desechos de fruta apropiados para producir biogás. La segunda fase experimental es la elaboración de distintas mezclas de desechos de fruta con estiércol para encontrar la mayor producción de biogás en los reactores batch. La tercera y última fase experimental es la prueba de las distintas mezclas en los reactores semi-continuos y la obtención de las condiciones óptimas de operación. Esta última fase experimental se dividió en dos partes; la experimentación de distintas mezclas de frutas en relaciones constantes de desecho de fruta con estiércol y la experimentación de distintas relaciones de desecho de fruta con estiércol con mezclas constantes de desechos de fruta. Llevando a cabo estos experimentos se espera encontrar la mezcla óptima de desecho de fruta y las condiciones de operación en las cuáles se debe realizar la digestión para el diseño industrial de la planta.

En la Tabla 3-1 se presentan los experimentos que se realizan en los reactores batch de escala laboratorio. Las letras M, G, N y T utilizadas corresponden a los desechos de fruta

de mora, guanábana, naranjilla y tomate de árbol. Se utiliza la primera letra de cada desecho para presentar en la tabla de una forma más ordenada.

Tabla 3-1: Experimentos en reactores batch

Experimento	Mezcla de Frutas	Porcentaje [%]		Cantidades agregadas [g]			
		Fruta	Estiércol	Fruta	Estiércol	Inóculo	Agua
Batch 1	M - G - N	50	50	150	150	100	600
Batch 2	M - G - N	60	40	180	120	100	600
Batch 3	M - G - N	70	30	210	90	100	600
Batch 4	M - G - N	80	20	240	60	100	600
Batch 5	M - G - N	90	10	270	30	100	600
Batch 6	M - G - N	100	0	300	0	100	600

En la Tabla 3-2 se enumeran los experimentos de los reactores semi-contínuos que se llevan a cabo en la parte I. La nomenclatura de los experimentos llevan las siglas RSC para expresar la palabra reactor semi-contínuo. La mezcla de frutas utilizada para la parte I de los experimentos es constante y está preparada en base a desechos de mora y guanábana. En estos experimentos se varía la relación entre desechos de fruta y estiércol.

Tabla 3-2: Experimentos en reactores semi-contínuos parte I

Experimento	Mezcla de Frutas	Porcentaje [%]		Fase	Cantidades agregadas [g]			
		Fruta	Estiércol		Fruta	Estiércol	Inóculo	Agua
RSC 1	M - G	50	50	Sólida	300	300	200	1200
RSC 2	M - G	70	30	Sólida	420	180	200	1200
RSC 3	M - G	80	20	Sólida	480	120	200	1200
RSC 4	M - G	90	10	Sólida	540	60	200	1200

En la Tabla 3-3 se enumeran los experimentos de los reactores semi-contínuos que se llevan a cabo en la parte II. En estos experimentos se mantienen constantes las cantidades agregadas de fruta y estiércol mientras que las variables de los experimentos son la composición de la mezcla y la fase.

Tabla 3-3: Experimentos en reactores semi-contínuos parte II

Experimento	Mezcla de Frutas	Porcentaje [%]		Fase	Cantidades agregadas [g]			
		Fruta	Estiércol		Fruta	Estiércol	Inóculo	Agua
RSC 5	N - G	80	20	Sólida	480	120	200	1200
RSC 6	M - G - N - T	80	20	Sólida	480	120	200	1200
RSC 7	M - G	80	20	Líquida	480	120	200	1200

3.5 Análisis Físico - Químico

Los análisis físico – químicos que se llevan a cabo durante la experimentación sirven para evaluar el estado de los reactores en las distintas etapas y dar un seguimiento a la degradación anaerobia. Los análisis efectuados son de: demanda química de oxígeno (DQO), sólidos totales (TS), sólidos orgánicos totales (OTS) y medición de pH.

3.5.1 DQO

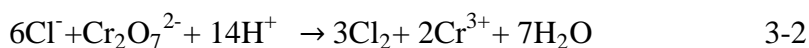
La demanda química de oxígeno (DQO) corresponde al volumen de oxígeno requerido para oxidar la fracción orgánica de una muestra susceptible de oxidación al dicromato en medio ácido. Susceptibilidad se refiere a la capacidad o no de ser oxidado por el dicromato, ya que existen ciertos compuestos orgánicos que no pueden ser oxidados como: la piridina, benceno y tolueno [22].

El análisis de DQO se lleva a cabo calentando en condiciones de reflujo total una muestra de volumen determinado con un exceso conocido de dicromato de potasio ($K_2Cr_2O_7$) en presencia de ácido sulfúrico durante un periodo de dos horas. La materia orgánica en la muestra se oxida, como resultado se consume el dicromato de color amarillo que se reemplaza por el ión crómico que es de color verde. Como catalizador se añade sulfato de plata (Ag_2SO_4) [22]. La reacción que se lleva a cabo es la siguiente:



La medición se lleva a cabo por titulación del dicromato restante o por determinación colorimétrica del ion cromo producido. El método de valoración por titulación es más exacto pero más laborioso. El método colorimétrico es más rápido y más fácil, y es lo suficientemente exacto para objetivos prácticos de medición.

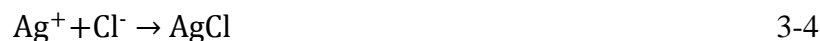
La presencia de cloruros interfiere en el análisis de DQO ya que los cloruros son oxidados por el dicromato de acuerdo a la siguiente reacción:



Para evitar esta interferencia es necesario adicionar sulfato de mercurio a la mezcla reactiva. El ión mercurio se combina con el cloruro para formar cloruro de mercurio, un sólido que precipita. Es recomendable utilizar una relación de 10 a 1 entre el sulfato y el cloruro de acuerdo a la siguiente reacción química:



La presencia del catalizador sulfato de plata se requiere para la oxidación de ácidos y alcoholes de cadena recta. Si se añade la cantidad insuficiente de sulfato de mercurio, los cloruros en exceso precipitan el catalizador sulfato de plata de acuerdo a la siguiente reacción: [12]



El valor de DQO se relaciona con la cantidad de carga orgánica que existe en una muestra, sea esta biodegradable o no [8].

Para realizar el análisis de DQO se preparan soluciones estándar de ácido acético. Después se preparan los viales de digestión de acuerdo al procedimiento descrito en el Anexo 1.

La digestión se lleva a cabo en un equipo HACH DRB 200 y luego se mide la concentración en el colorímetro HACH DR 890 a una longitud de onda de 610 nm, obteniendo la siguiente curva de calibración:

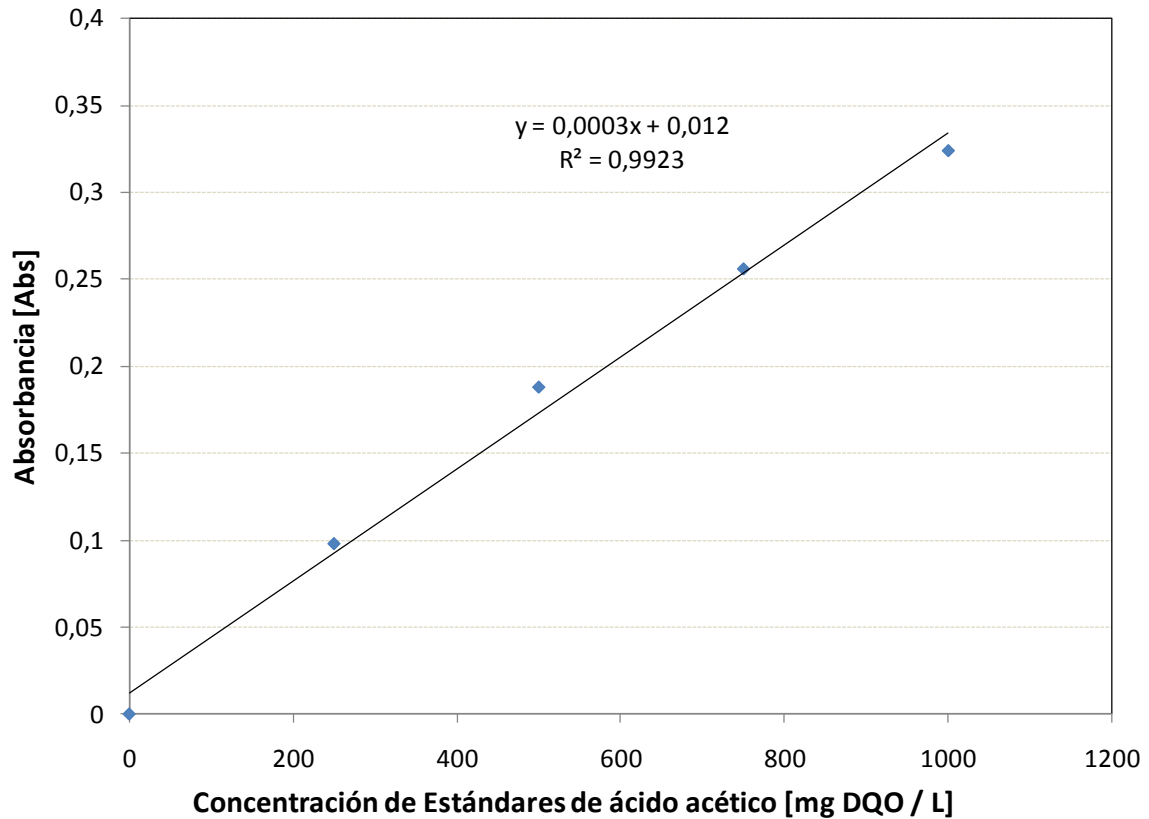


Figura 3.5: Curva de calibración para medir el DQO de las muestras

Con la curva de calibración mostrada en la Figura 3.5 es posible hacer las mediciones de DQO de todas las muestras obtenidas de los distintos experimentos que se llevaron a cabo.

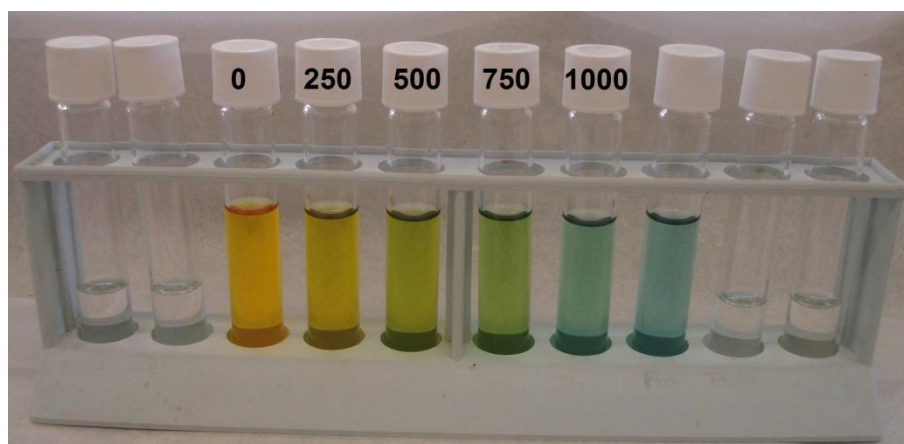


Figura 3.6: Viales de calibración de DQO

Los viales de la digestión de la curva de calibración mostraban una distinta tonalidad desde amarillo para el estándar de cero hasta azul verdoso para el estándar de mil doscientos cincuenta miligramos de DQO digerido de acuerdo a la Figura 3.6.

3.5.2 TS y OTS

Sólidos totales es un término aplicado para todo el material que queda de residuo en un recipiente después de la evaporación de una muestra y del secado subsiguiente en un horno a una determinada temperatura [22]. Para llevar a cabo este análisis se pesa el crisol vacío, luego se pesa el crisol con la muestra y se lo coloca en la estufa a una temperatura de 105 °C durante veinte y cuatro horas. Se retira el crisol de la estufa, se espera que se equilibre el crisol a temperatura ambiente y se procede a pesarlo. El cálculo de los sólidos totales se obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$TS = \frac{m_1 - m_0}{V} \quad \left[\frac{\text{mg sólidos totales}}{L} \right] \quad 3-5$$

Donde:

TS Sólidos totales [mg / L]

m_1 Peso residuo seco + crisol [mg]

m_0 Peso crisol [mg]

V volumen de la muestra [L]

Sólidos totales orgánicos es un término aplicado para el residuo de sólidos totales, suspendidos y disueltos, luego de haber sido sometidos a un proceso de calcinación en un tiempo especificado a una determinada temperatura [22]. Una vez que se han pesado los crisoles para obtener el dato de sólidos totales se coloca el crisol en la mufla a una temperatura de 550 °C durante seis horas. Se retira los crisoles cuidadosamente, se los deja enfriar a temperatura ambiente y se pesa los crisoles. El cálculo de los sólidos orgánicos totales se los obtiene mediante la siguiente ecuación:

$$OTS = \frac{m_2 - m_0}{V} \quad \left[\frac{\text{mg sólidos orgánicos totales}}{L} \right] \quad 3-6$$

Donde:

OTS Sólidos totales orgánicos [mg / L]

m₂ Peso residuo seco + crisol calcinado [mg]

3.5.3 pH

La medida de pH indica la concentración de iones hidronio H₃O⁺ presentes en una solución. Este término fue utilizado por primera vez por el químico danés Sørensen. Sørensen definió al pH como el logaritmo negativo de base 10 de la concentración de los iones hidronio [23].

$$\text{pH} = -\log_{10}[\text{H}_3\text{O}^+] \quad 3-7$$

De este modo, el término se ha utilizado para evitar el uso y manejo de cifras largas donde las concentraciones de los iones hidronio son muy pequeñas. La escala del pH va de 0 a 14, y valores de pH en las disoluciones acuosas menores a 7 se los considera ácidos y valores de pH mayores a 7 se los considera básicos. El valor 7 de pH en una disolución acuosa se lo considera neutro.

Existen diversas formas de medir el pH de una solución tales como la utilización de un potenciómetro o utilizando indicadores. Los potenciómetros son instrumentos que miden la diferencia de potencial entre dos electrodos. Generalmente los dos electrodos que se emplean en un potenciómetro son el de referencia que está hecho de plata y cloruro de plata y el segundo que es un electrodo de vidrio sensible a los iones hidrógeno. Para mediciones aproximadas de pH se puede utilizar indicadores de ácido o de base que presentan distintos colores de acuerdo al pH al que se encuentren en contacto.

El equipo utilizado para medir el pH fue el medidor OAKTON pH/mV/C Meter pH 100 Series.

3.6 Cálculos

Para calcular el caudal de alimentación dado al reactor se utiliza la siguiente ecuación:

$$\dot{V} = \frac{CO \cdot V_{RL}}{C} \quad 3-8$$

Donde:

\dot{V}	Caudal de alimentación	[L/día]
CO	Carga orgánica suministrada	[kg _{DQO} / m ³ · día]
V_{RL}	Volumen del reactor	[L]
C	Concentración de la alimentación	[g _{DQO} / L]

El volumen de biogás producido se calcula con la ecuación de gases ideales. Los reactores semi-contínuos tienen 2/3 de su volumen total con la mezcla reactiva. El 1/3 restante, que corresponde a 1 litro, se utiliza para los cálculos.

$$V_{\text{biogás}} = \frac{nRT_R}{P_R} \quad 3-9$$

Donde:

n	Número de moles de biogás	[moles]
R	Constante de Boltzmann	[0.082 L·atm·K ⁻¹ ·mol ⁻¹]
T_R	Temperatura de la mezcla reactiva	[K]
P	Presión de la cabeza de gas dentro del reactor	[atm]

Para normalizar el volumen de biogás producido se utiliza la siguiente fórmula:

$$V_{\text{Normalizado}} = V_{\text{biogás}} \cdot \frac{298 \text{ K}}{T_R} \cdot \frac{P_R}{1 \text{ atm}} \quad 3-10$$

El balance de masa realizado en el reactor fue calculado de la siguiente manera:

$$E_R - S_R - A_R = D_R \quad 3-11$$

Donde:

E_R	Entrada	[kg DQO]
S_R	Salida	[kg DQO]
A_R	Acumulación	[kg DQO]
D_R	Degradación	[kg DQO]

El cálculo de la producción específica fue hecho con las siguientes ecuaciones:

$$PE_f = \frac{\dot{B}_G}{\dot{m}_0} \quad 3-12$$

Donde:

PE_f	Producción específica de alimentación	[m ³ /kg alimentación]
\dot{B}_G	Caudal de biogás producido	[m ³ /día]
\dot{m}_0	Flujo de masa alimentado	[kg DQO alimentado / día]

$$PE_d = \frac{V_{\text{biogás,a}}}{D} \quad 3-13$$

Donde:

PE_d	Producción específica degradación	[m ³ /kg DQO _D]
$V_{\text{biogás,a}}$	Volumen de biogás acumulado	[m ³]
D	Degradación	[kg DQO _D]

El cálculo de la remoción específica fue hecho con la siguiente ecuación:

$$RE = \frac{D}{V_R} \quad 3-14$$

Donde:

RE	remoción específica	[kg DQO/m ³]
------	---------------------	--------------------------

D	Degradación	[kg DQO]
V_R	Volumen del reactor	[m ³]

4. Resultados y Discusión

En esta sección se tratan todos los resultados obtenidos durante el proceso de experimentación y su interpretación. Se discute desde la selección de la materia prima, los resultados en los reactores batch de escala laboratorio y los resultados en los reactores semi-contínuos.

4.1 Selección de la materia prima

La primera fase experimental se realiza con desechos de fruta con altos contenidos de fibra. Se observa que la fibra ocasiona dificultades en el manejo del lodo, pues el mismo obstruye las mangueras y se enreda con el magneto utilizado para la agitación. La fibra no permite la agitación adecuada de los reactores batch y debido a esto se separan las fases de la mezcla. La mezcla reactiva, al no tener agitación, pierde homogeneidad en la temperatura de la mezcla. La base del reactor, que se encuentra en contacto directo con la plancha de calentamiento, se convierte en una zona caliente. La parte alta del reactor, que se encuentra alejada de la plancha de calentamiento, se convierte en una zona fría. No es conveniente para el experimento operar en un sistema con un gradiente de temperatura ya que se busca tener una temperatura homogénea de 35 °C. Para solucionar este problema se prepara una mezcla con desechos de fruta con bajos contenidos de fibra. Con esto se obtiene un lodo homogéneo que permite la agitación magnética en los reactores batch. Con la nueva mezcla el manejo de la carga y descarga del lodo en los reactores es más sencilla. De esta manera se encuentra el desecho de fruta adecuado para la producción de biogás. El desecho de fruta con alto contenido de fibra es llevado directamente a compostaje.

En la Tabla 4-1 se observa las características de la materia prima que se utiliza en la biodigestión. Los sólidos presentes en las muestras corresponden a los residuos de pulpa y a las semillas que se encuentran en el desecho de fruta. La mayor cantidad de sólidos totales contiene el desecho de tomate de árbol, la mayor cantidad de sólidos totales orgánicos tiene el desecho de mora y el mayor DQO de los desechos presenta la mora. El pH de los desechos frescos y almacenados muestra que la naranjilla es el desecho con mayor acidez. Esto se debe a la composición natural de la naranjilla. Los niveles de pH disminuyen con el almacenamiento ya que los desechos de fruta tienden a oxidarse y a formar ácidos. Lo mismo ocurre con el estiércol al momento de almacenarlo. Una vez definida la materia

prima a utilizar se preparan los reactores que se utilizan para llevar a cabo el estudio de biodigestión anaerobia.

Tabla 4-1: Caracterización de la materia prima

Desecho	Sólidos		DQO [mg DQO / L]	pH	
	[g TS / g muestra original]	[g OTS / g muestra original]		Desecho fresco [-]	Desecho almacenado [-]
Mora	0,124	0,016	56512	5,08	4,61
Guanabana	0,125	0,021	45305	5,18	4,56
Naranja	0,097	0,024	48065	4,82	3,84
Tomate de árbol	0,146	0,044	54007	5,99	5,08
Estiércol vacuno	0,134	0,031	48065	5,53	4,75

4.2 Reactores batch

La digestión en los reactores batch se lleva a cabo durante veintiún días en los cuales se mantiene constante la temperatura a 35 °C y la agitación. La producción de biogás de los reactores varía de acuerdo a la composición de fruta que contiene cada reactor.

Para obtener un mejor análisis de estos experimentos se analiza la producción diaria de biogás. La temperatura es normalizada a 25 °C con el objeto de comparar los volúmenes de biogás producidos.

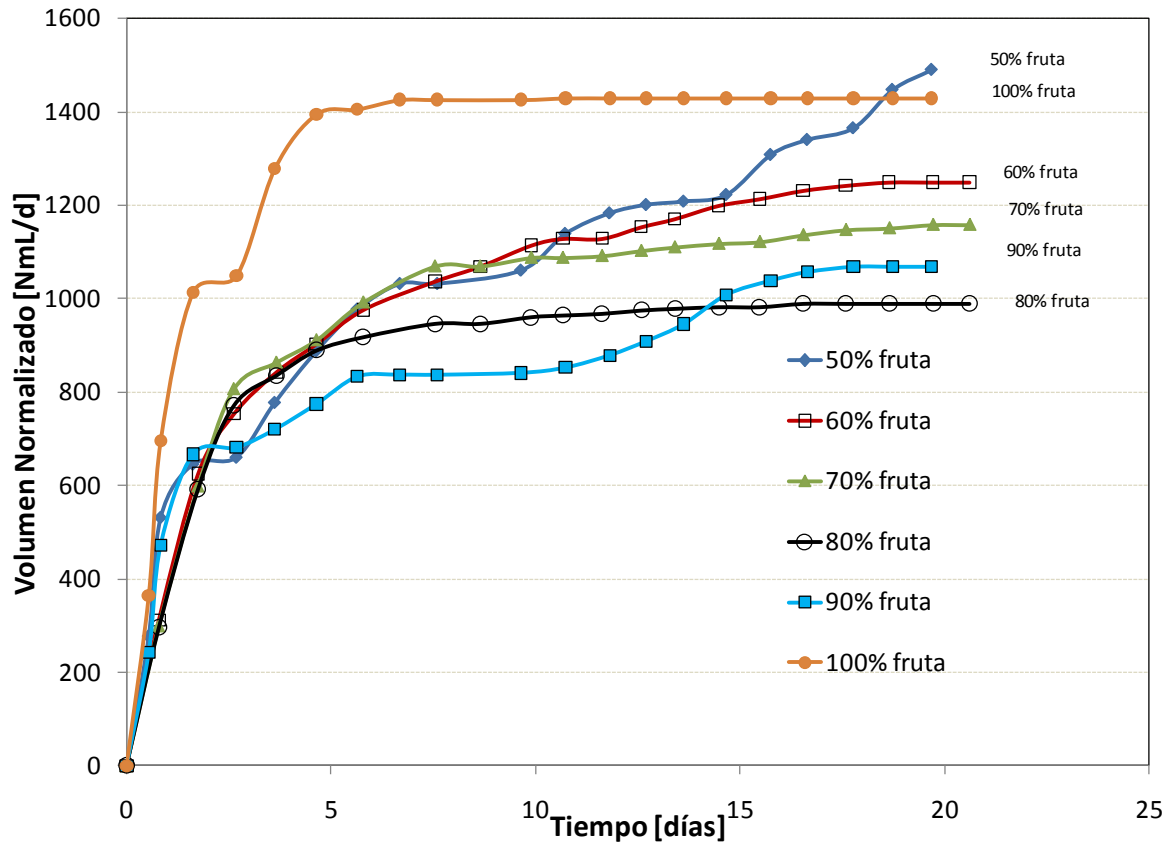


Figura 4.1: Producción de biogás acumulado en los reactores batch

En la Figura 4.1 se observa la producción de gas durante el tiempo de digestión. Al inicio de la digestión las curvas presentan una gran pendiente en todos los experimentos, debido a la gran producción de biogás. Conforme transcurren los primeros siete días, las pendientes disminuyen. En esta etapa decrece la producción de dióxido de carbono y la producción de metano empieza a incrementar. En la etapa final de la experimentación la producción de biogás cesa por completo con excepción del experimento con 50% de desecho de fruta, el cual muestra una tendencia de producción continua durante todo el periodo de tiempo.

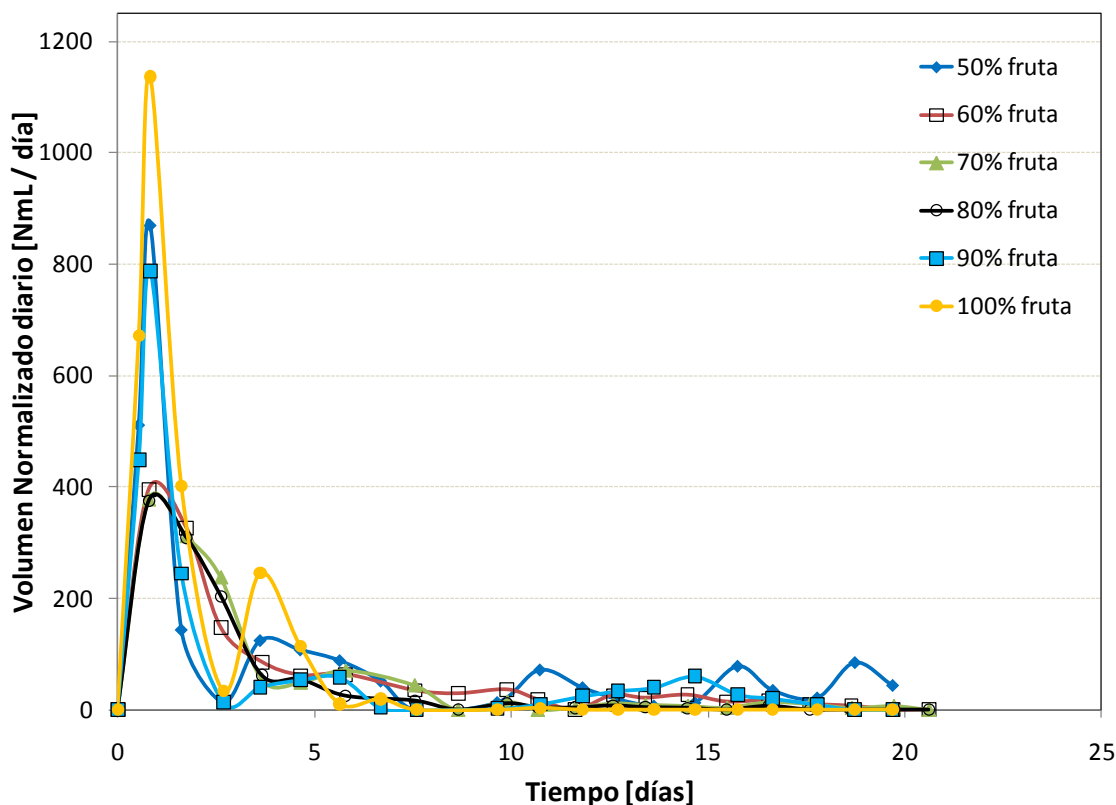


Figura 4.2: Volumen normado de biogás producido diariamente primera parte

En la Figura 4.2 se observa la producción diaria de biogás con distintas proporciones de mezcla de desechos de fruta. De acuerdo con la Figura 4.2, en los primeros días se observa una gran producción de biogás que alcanza un máximo de 1150 mL en el día 2, producido por la mezcla de 100% de desecho de fruta. El segundo máximo corresponde a la mezcla de 50% de desecho de fruta, un tercer máximo, con valores muy cercanos al segundo, corresponde a la mezcla con 90% de desecho de fruta. La presencia de estos máximos se debe a la gran producción de CO_2 que generan los reactores en los primeros días de biodigestión. El comportamiento que ocurre en el día 2, los reactores presentan máximos de producción de biogás que luego decaen abruptamente en los días 3 y 4. En la zona de caída de producción de biogás, antes del día 5 se empiezan a dar las condiciones anaerobias para la producción de metano.

Para analizar en detalle lo que ocurre a partir del día 3 en la Figura 4.3 se observa el rango de interés de producción diaria que es de 0 a 100 mL.

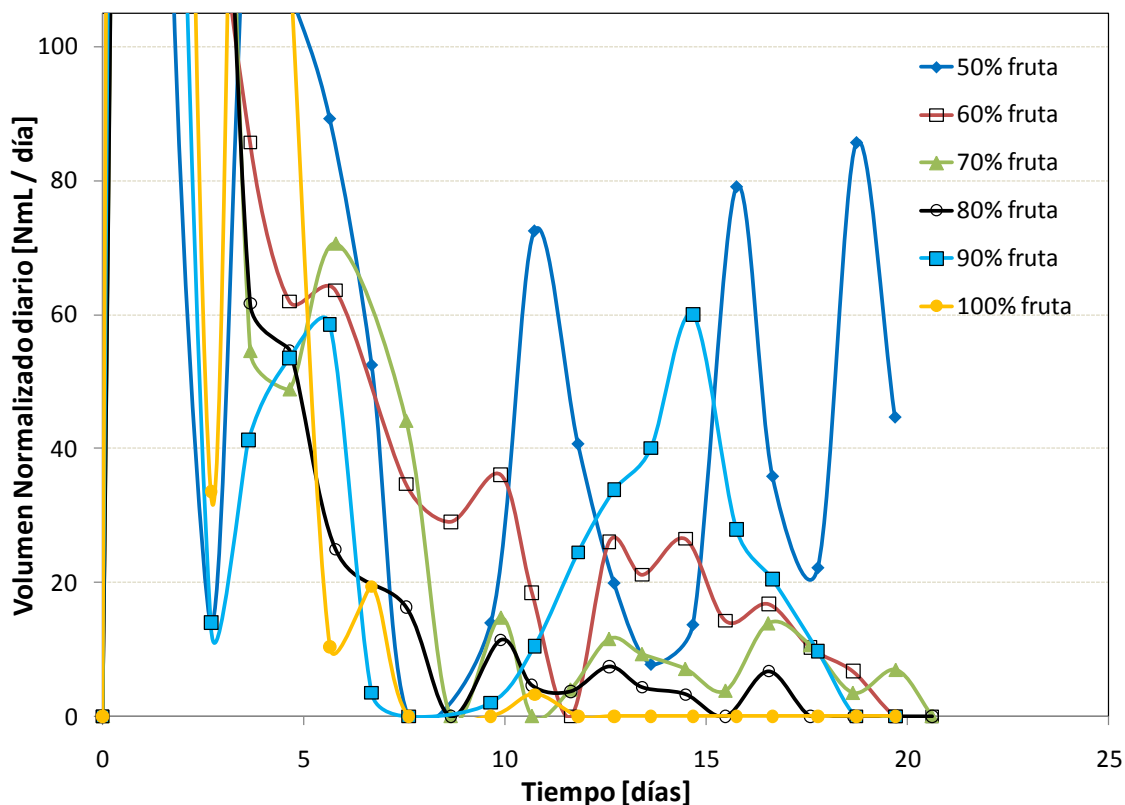


Figura 4.3: Volumen normado de biogás producido diariamente (segunda parte)

En la Figura 4.3 se muestra en detalle la producción diaria normalizada. La producción de metano empieza partir del quinto día, después de haber experimentado súbitas caídas de producción. Conforme transcurre el tiempo los reactores con mezcla de 50%, 60% y 70% de desecho de fruta muestran una importante actividad en la producción de biogás. El reactor de mezcla de 90% muestra una curva ascendente desde el día 7 hasta el día 14, donde tiene la máxima producción de biogás. En general, a partir del día 7 al 21 la producción de biogás disminuye paulatinamente hasta llegar a cero. El reactor con mezcla de 50% de desecho de fruta muestra un comportamiento distinto con respecto a las otras mezclas, ya que la curva presenta una tendencia ascendente a partir del día 7 hasta el día 11 que tiene un máximo de producción de biogás de 75 NmL por día. Cae a un mínimo en el día 14 para subir nuevamente a un máximo de producción de 80 NmL por día, en el día 16. A partir del día 16 cae nuevamente a un mínimo en el día 18 y en el día 19 tiene otro máximo de producción de 85 NmL por día. Este comportamiento de producción de biogás con presencia de varios máximos durante el tiempo se puede observar en las mezclas de

50%, 60%, 70% y 80%. La diferencia es que los máximos del reactor de mezcla de 50% cada vez van incrementando mientras que la de las otras mezclas disminuye.

Para estudiar mejor el comportamiento de los reactores se divide la producción de biogás en tres intervalos de tiempo definidos como siguen: día 1 a día 7, día 8 a día 14 y día 15 a día 21. En estos tres intervalos de tiempo es fácil diferenciar las etapas acetogénicas y metanogénicas que ocurren dentro del reactor.

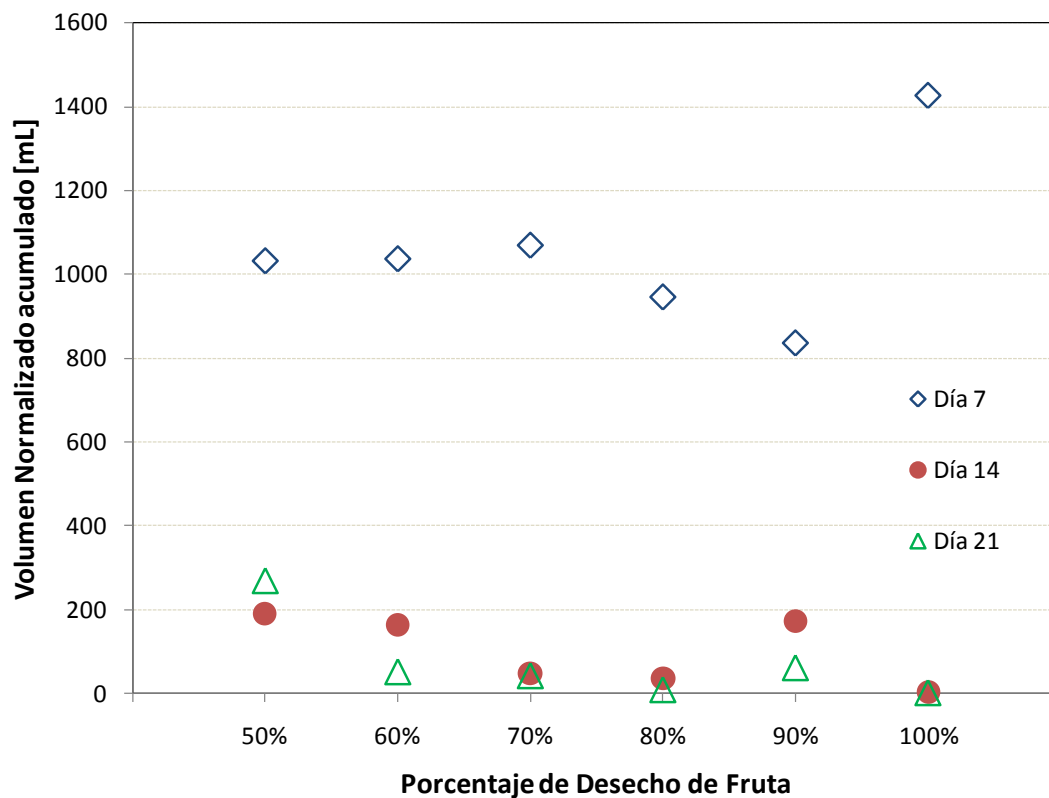


Figura 4.4: Producción de biogás en los días 7, 14 y 21 en los distintos reactores

De acuerdo a la Figura 4.4 se observa que, la etapa acetogénica que corresponde a los primeros siete días de digestión están definidos por altas producciones de CO_2 . Esto podemos observar gráficamente en los rombos azules, que representan la producción de biogás acumulada en los primeros días. La mezcla de 100% de desecho de fruta muestra una gran producción de biogás en los primeros siete días, que sobrepasa los 1400 mL. En el segundo intervalo de tiempo, desde el día 8 al 14, las condiciones anaerobias para la

producción de metano son las mejores, ya que el sistema se encuentra libre de oxígeno y los ácidos requeridos están presentes para que se desarrolle la metanogénesis. El volumen de biogás acumulado está representado en este intervalo por el círculo relleno de color rojo. Se observa que en este intervalo de tiempo, hay producción de biogás en todas las mezclas de desecho de fruta, excepto en la mezcla con 100% de desecho de fruta. El tercer y último intervalo de tiempo, comprendido entre los días 14 a 21, representados por el triángulo verde, indica que la producción de biogás es mínima en los reactores con mezcla 60%, 70% y 90% de desecho de fruta, y nula en los reactores con mezcla 80% y 100% de desecho de fruta. El reactor con mezcla de 50% de desecho de fruta señala producción de biogás, que inclusive sobrepasa a la producción del intervalo 8 a 14. En el último intervalo de tiempo, la producción de biogás es menor a la generada en el segundo intervalo.

Es posible observar que en el tercer intervalo de tiempo, la metanogénesis compite con la acetogénesis, ganando así la producción de ácidos y por ende inhibiendo la producción de metano. Esto explica el por qué de la no producción de metano en el último intervalo de tiempo. El caso de excepción de la mezcla de 50% de desecho de fruta, muestra que existe un equilibrio en la producción acetogénica y metanogénica durante los periodos de tiempo de 8 a 14 y de 15 a 21, logrando así una máxima producción de metano en comparación a las otras mezclas. La producción de biogás del reactor de mezcla con 100% de desecho de fruta se limita al primer rango. El reactor, en los siguientes intervalos, no presenta actividad de producción de biogás.

Los niveles de pH de los reactores batch, al inicio y al fin de la digestión, muestran la cantidad de ácidos producidos durante los veintiún días. Se observa en la Figura 4.5 que el pH inicial se encuentra entre 6,5 y 7, el pH óptimo para la digestión. El pH final muestra una tendencia general de encontrarse por debajo de 5 en todos los experimentos. Los reactores con mezcla de 50% y 90% de desecho de fruta tienen un pH final de 5. Estos niveles de pH se deben a que durante la biodigestión se producen ácidos. Los ácidos son transformados en parte, a metano, mientras que otra parte empieza a acumularse de manera paulatina. Esto quiere decir que no todos los ácidos pueden ser transformados por las bacterias metanogénicas a biogás y se acumulan hasta llegar a niveles que inhiben la producción de metano. En el caso del reactor con mezcla de 100% de desecho de fruta, la

cantidad de ácidos producido inhibe por completo la metanogénesis, la cantidad de ácidos al final de la digestión es el más alto y por ende el pH es el más bajo.

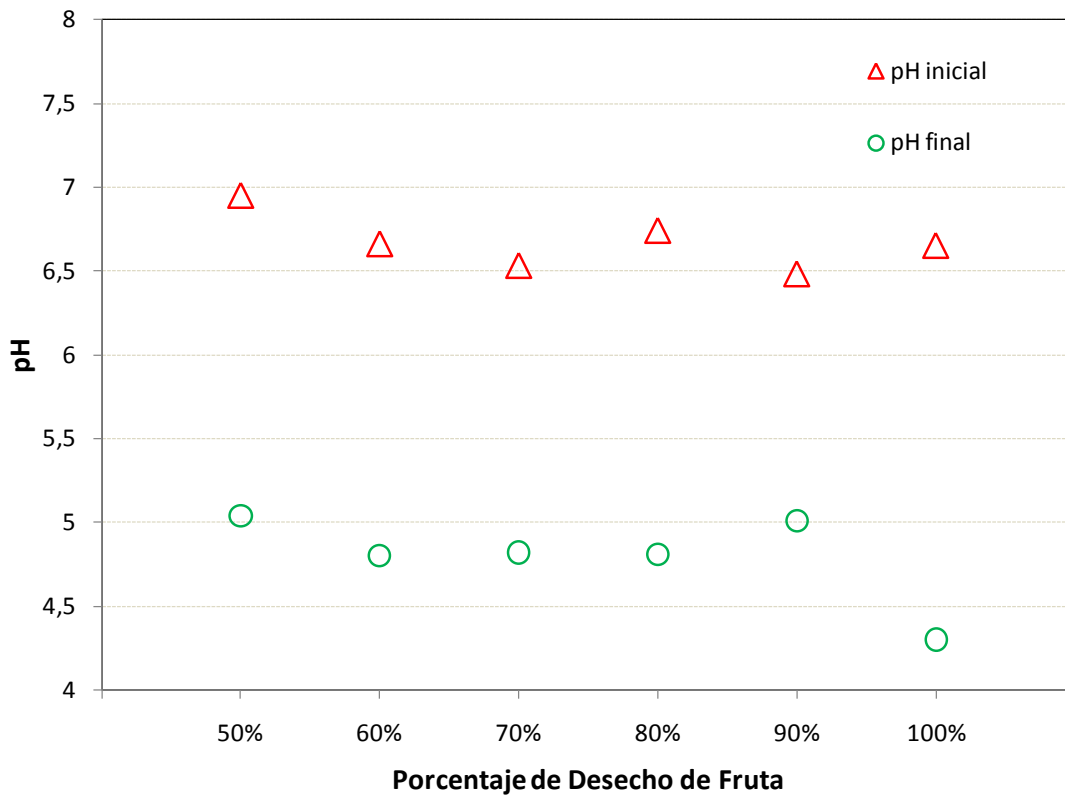


Figura 4.5: pH de los reactores al inicio y al fin de la biodigestión

Los niveles de pH de los reactores con mezcla de 60%, 70%, y 80% de desecho de fruta terminan en niveles de pH entre 4,7 a 4,8. El reactor de mezcla con 50% de desecho de fruta, el que presenta mejor rendimiento, tiene un pH de 5 al término del día 21. Esto concuerda con lo explicado anteriormente, se consume ácidos, de manera que el nivel de pH es superior al pH general de las otras mezclas.

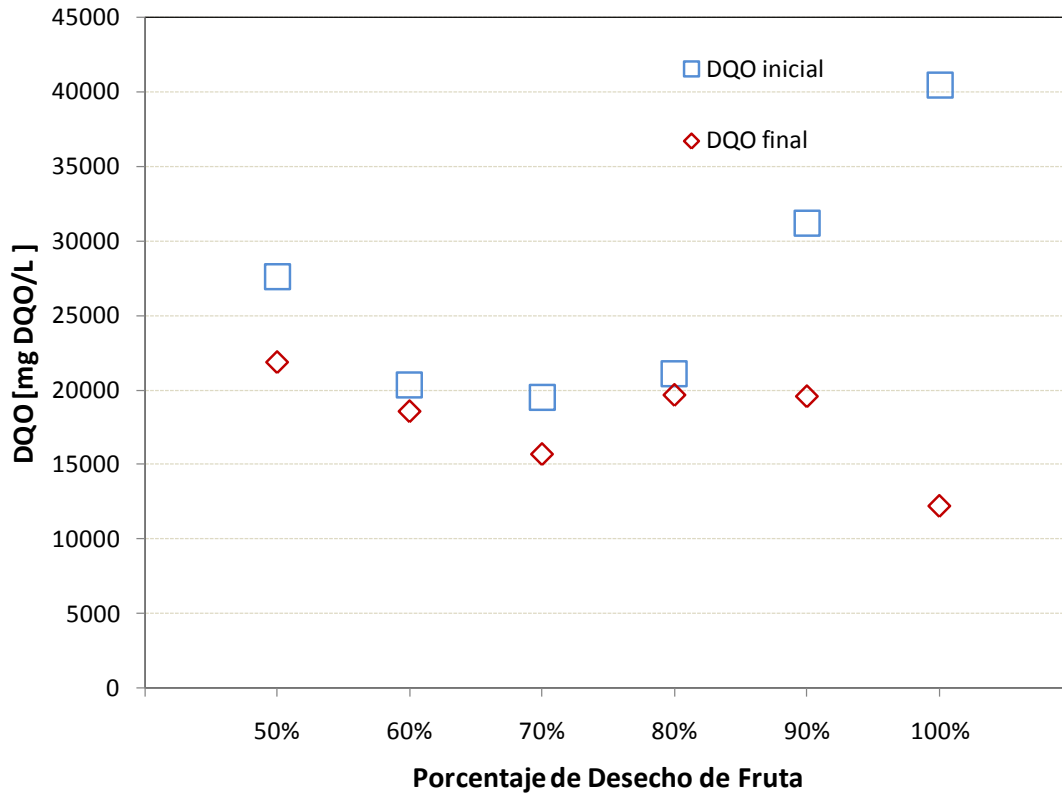


Figura 4.6: DQO al inicio y al fin de la biodigestión

En la Figura 4.6 se observa los niveles de DQO al inicio y al final de la digestión. La DQO mínima se encuentra en la mezcla de 70% de desecho de fruta. Para porcentajes de fruta menores y mayores la DQO aumenta. Durante la digestión anaerobia los niveles de DQO disminuyen. Hay un gran cambio en los niveles de DQO para el reactor de mezcla 100%, lo cual se explica por la gran cantidad de gas que se produce en este digestor. Si bien la actividad del reactor transcurre durante los primeros siete días hay que notar que esa actividad es equiparable a la actividad de veintiún días de la mezcla de 50%, pero sin la producción de metano. El reactor con 90% de mezcla de desecho de fruta muestra un cambio considerable en los niveles de DQO inicial y final. Mientras que en los experimentos con 60%, 70%, y 80% de desecho de fruta hay poca degradación de la materia orgánica por lo que la DQO no disminuye considerablemente.

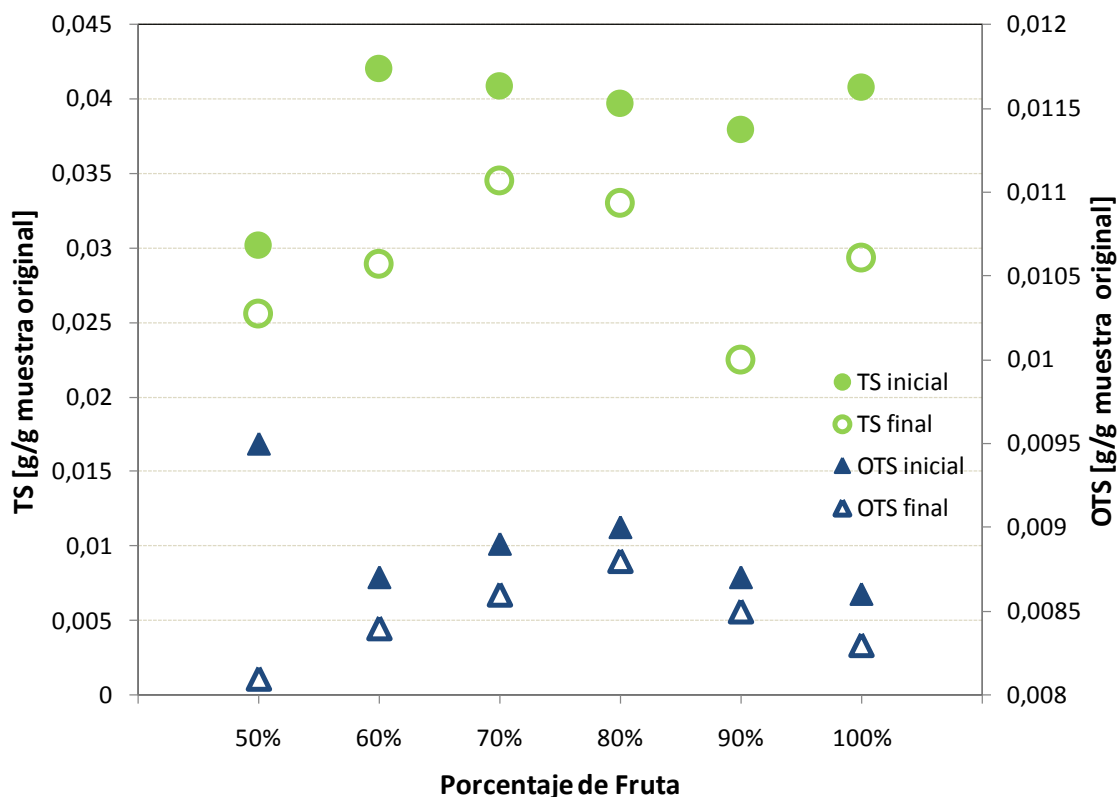


Figura 4.7: TS y OTS al inicio y al fin de la biodigestión

Los niveles de TS muestran cambios significativos durante todo el proceso de biodigestión de acuerdo a la Figura 4.7. Por el contrario, los cambios en OTS son pequeños con excepción del experimento con mezcla de 50% de desecho de fruta. Esto quiere decir que al fin de la digestión los sólidos orgánicos son menores que al inicio, lo que implica que tanto las bacterias acetogénicas como las metanogénicas consumen estos sólidos orgánicos para producir biogás y degradar la materia orgánica.

La prueba de llama que se efectúa con el biogás producido es de carácter visual y se califica de acuerdo al cumplimiento de tres parámetros cualitativos. El símbolo 0 denota que no se produce llama, el signo + denota que se produce llama y el signo ++ denota que la llama se puede mantener por si sola sin la necesidad de una llama piloto. Se puede observar en la Tabla 4-2 como las pruebas de llama varían en el tiempo. Los reactores con mezcla de 50%, 60%, 70%, 80% y 90% de desecho de fruta producen llama en alguno de los intervalos de tiempo mientras que la mezcla de 100% no produce llama.

Experimento	Porcentaje		Prueba de llama al día		
	Fruta	Estiércol	7	14	21
Batch 1	50	50	+	++	++
Batch 2	60	40	+	+	+
Batch 3	70	30	0	+	+
Batch 4	80	20	0	+	+
Batch 5	90	10	0	+	0
Batch 6	100	0	0	0	0

Tabla 4-2: Prueba de llama realizada en intervalos de tiempo

La mezcla con 50% de desecho de fruta produce llama sin la necesidad de una llama piloto. En este caso específico, la llama piloto utilizada es una vela encendida. La combustión del biogás proveniente del reactor de 50% es capaz de prenderse en la llama piloto y luego se aleja del fuego de ignición y la llama continúa prendida, mientras que el biogás de los otros reactores no tienen esta capacidad. Con esta prueba de llama se confirma que la presencia de metano es mayoritaria en la mezcla de 50% de desecho de fruta. La muestra con 60% de desecho de fruta muestra un comportamiento similar en la presencia de llama, pero la misma no se mantiene lejos de la llama piloto.

En términos de maximización de producción de biogás se observa que el reactor con la mezcla de mejor rendimiento es de 50% de desecho de fruta con 50% de estiércol ya que su producción se prolonga a lo largo de los veintidós días de digestión y supera los niveles de producción de biogás de las otras mezclas experimentales.

4.3 Reactores semi-contínuos

En los reactores semi-contínuos se efectúa la tercera fase experimental. La duración de los experimentos depende exclusivamente de la mezcla utilizada y de la carga orgánica suministrada al reactor. En los distintos experimentos se busca alcanzar la carga orgánica máxima de alimentación en la cual se logre una operación estable del reactor. A continuación se estudian los detalles de esta fase experimental, previa al diseño del proceso semi-industrial.

4.3.1 Variación del porcentaje de desecho de fruta en la alimentación

En esta fase experimental se varían los porcentajes de desecho de fruta, manteniendo constante el tipo de desecho de fruta utilizado. Los resultados se presentan a continuación.

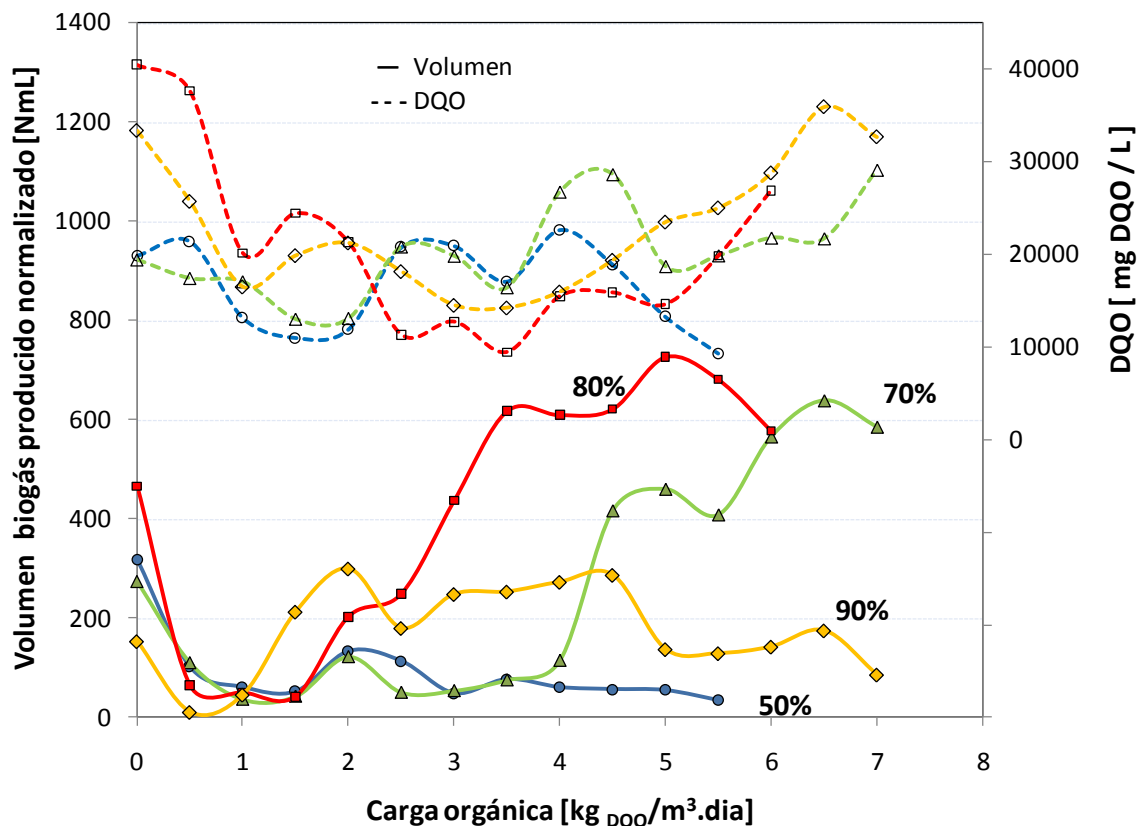


Figura 4.8: Volumen de biogás producido y DQO a la salida del reactor a distintas cargas orgánicas de alimentación

La Figura 4.8 muestra el volumen de biogás producido y la DQO de la mezcla reactiva dentro del reactor en función de la carga orgánica suministrada. Se observa que los reactores con mezcla de 70% y 80% de desecho de fruta tienen una producción de biogás que triplica a la producción de las mezclas de 50% y 90% de desecho de fruta. La DQO dentro del reactor presenta comportamientos distintos para cada experimento. Las mezclas de 70% y 80% de desecho de fruta muestran similitudes en los máximos de producción de biogás con la DQO dentro del reactor en las cargas de $6,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ dia}}$ y $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ dia}}$ respectivamente. Cuando se alcanza el máximo de producción, la DQO presenta un mínimo en el intervalo. Conforme se incrementa la carga orgánica, los valores de DQO también se

incrementan. En consecuencia, en los puntos máximos de producción de biogás existe degradación de la materia orgánica. Al incrementarse la carga orgánica después de los puntos máximos, la DQO se incrementa y la producción de biogás cae, lo que significa que la degradación empieza a ser menor y la DQO comienza a acumularse dentro del reactor. La mezcla con 80% de desecho de fruta muestra la máxima producción de biogás con respecto a las otras mezclas reactivas.

La mezcla con 90% de desecho de fruta muestra una ligera tendencia a incrementar su producción de biogás conforme se incrementa la carga orgánica de alimentación. La producción de biogás decrece y se estabiliza en un rango que no supera los 300 mL. Los niveles de DQO muestran una tendencia de curva parabólica, presentando un mínimo en la carga de $3 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. En este punto, se observa que el reactor tiene una producción de biogás estable, alrededor de los 300 mL, sin embargo los niveles de biogás se mantienen constantes y la DQO se incrementa, mostrando que hay acumulación de DQO dentro del reactor, lo que implica que no hay degradación. La mezcla con 50% de desecho de fruta no llega a tener una producción notable y los niveles de DQO no muestran una tendencia clara. Si bien el reactor no tiene producción de biogás, los niveles de DQO disminuyen en el rango final de operación, esto quiere decir que dentro del reactor hubo producción de bacterias mas no producción de biogás, es por ello que hubo consumo de la materia orgánica. El reactor con 50% de desecho de fruta colapsa prematuramente con una carga de $5,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$.

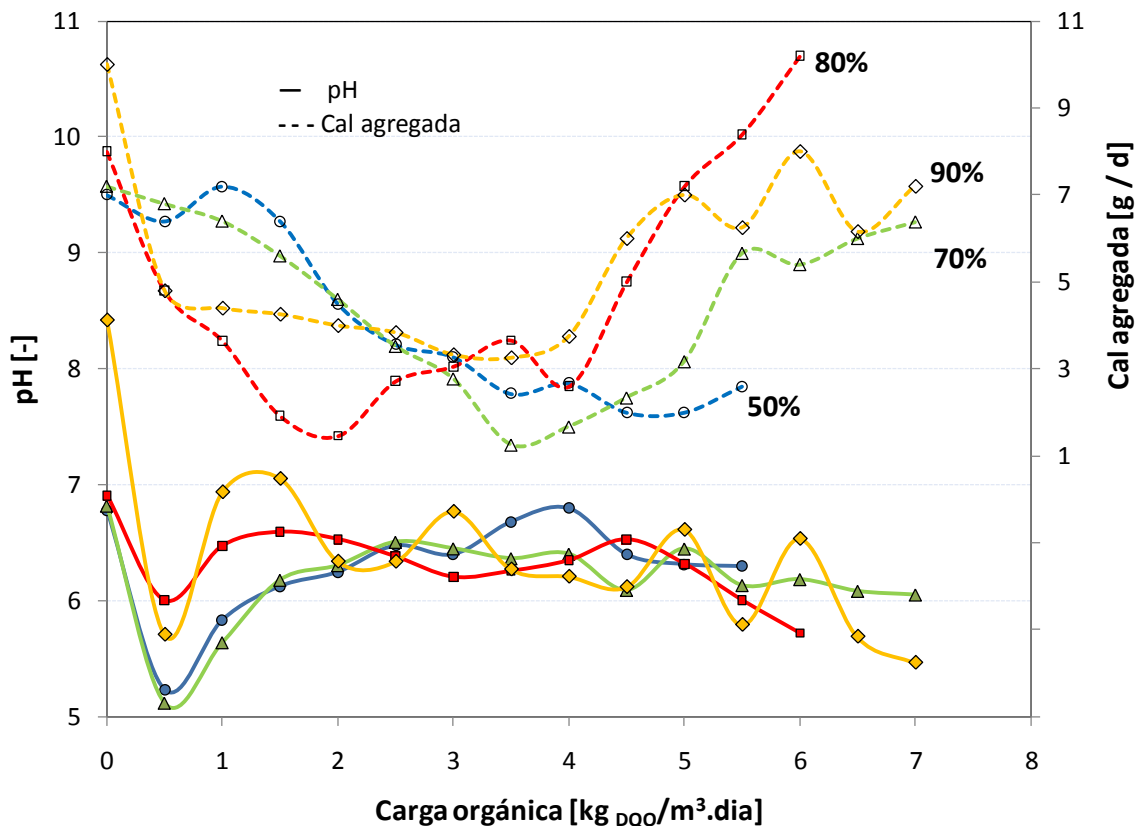


Figura 4.9: Niveles de pH y cal suministrada a los reactores a distintas cargas orgánicas de alimentación

En la Figura 4.9 se presenta el pH y el consumo de cal en función de la carga orgánica diaria para las diferentes mezclas de desecho de fruta. Los niveles de pH son importantes ya que el correcto control de pH en la mezcla reactiva permite que las bacterias metanogénicas se reproduzcan y la producción de biogás no se inhiba por la excesiva cantidad de ácidos. Se observa en general que los niveles de pH disminuyen desde el inicio de la operación hasta llegar a condiciones anaerobias. Desde el momento que se alimenta a los reactores con la carga orgánica de $0,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ se inicia el control del pH en los reactores; los mismos que empiezan a incrementarse desde este punto.

Existe una tendencia general de consumo de cal y fluctuaciones de pH conforme se incrementa la carga orgánica de alimentación de los reactores. Esto se debe a que al incrementar la carga de alimentación, la cantidad de desecho de fruta aumenta y la cantidad de ácidos que se generan también se incrementa. Para poder operar los reactores en

condiciones de pH cercanas a 7 es necesario agregar más cal para mantener el equilibrio. Se observa también que los niveles de pH se mantienen estables en rangos de carga de alimentación de $2 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ a $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. Esto quiere decir que los reactores se mantienen en equilibrio en estos puntos con la ayuda de la adición de cal. La adición de cal se encuentra en una zona de equilibrio en los rangos de $2,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ a $4 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. En estos dos rangos de pH y cal agregada a los sistemas de digestión anaeróbica estudiados se encuentran en equilibrio, lo que significa que la cantidad de ácidos producidos en la acetogénesis es consumido parcialmente en la metanogénesis y los ácidos remanentes son neutralizados con la cal presente.

Se observa que hay un comportamiento diferente en los experimentos llevados a cabo en los reactores semi-contínuos con respecto a los experimentos en los reactores batch, ya que en los reactores semi-continuos la mayor producción de gas se alcanzó con la mezcla reactiva de 80% de fruta a diferencia del 50% de fruta en los reactores batch. La mezcla de 80% de fruta se convierte en el eje de estudio para las siguientes experimentaciones ya que es la mezcla con la mayor capacidad de producción de biogás.

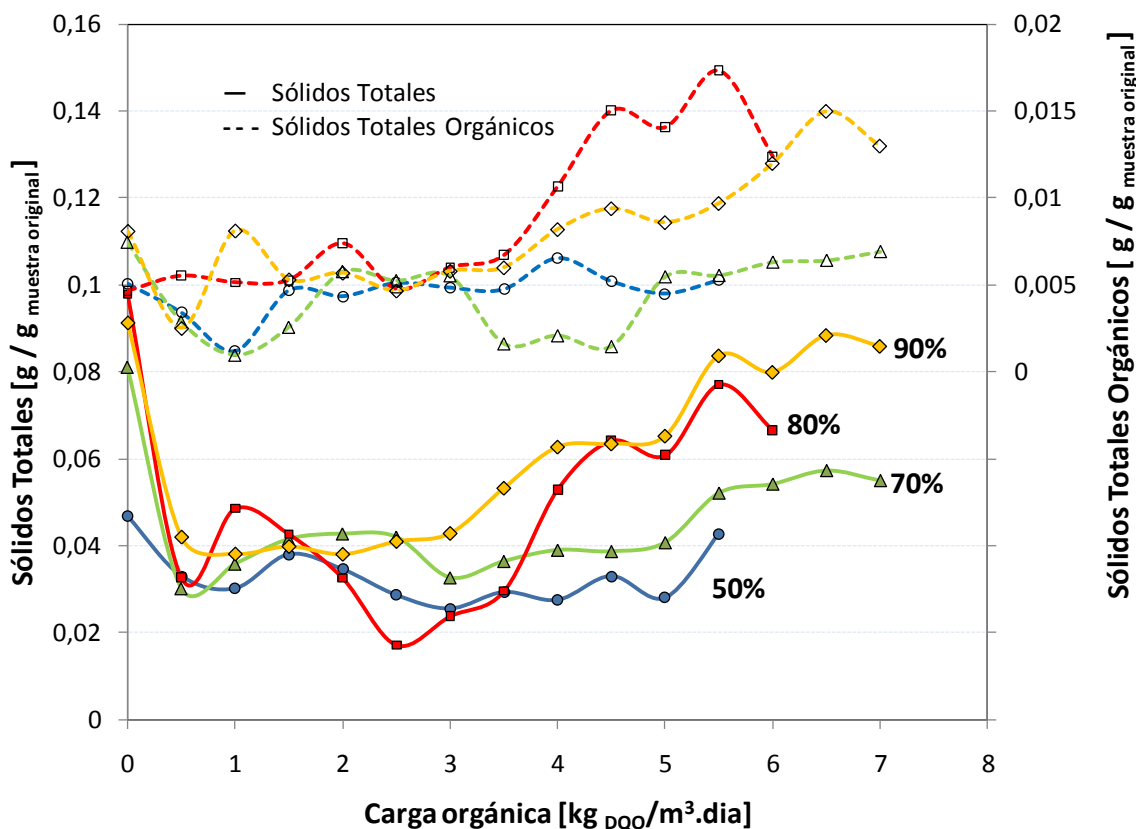


Figura 4.10: Sólidos totales y sólidos orgánicos a distintas cargas orgánicas de alimentación

En la Figura 4.10 se presentan los sólidos totales y los sólidos orgánicos en función de la carga orgánica suministrada. Se observa que tanto los sólidos totales como los sólidos orgánicos muestran una tendencia general a incrementar el nivel de sólidos conforme se incrementa la carga orgánica de alimentación. Los sólidos totales coinciden con el porcentaje de desecho de fruta que contiene la carga de alimentación, mientras que los sólidos orgánicos no muestran el mismo comportamiento.

4.3.2 Variación en el tratamiento previo de la mezcla reactiva

Una vez que se conoce la mezcla de mayor producción de biogás se estudia la diferencia en la digestión anaerobia de las fases sólida y líquida con la mezcla de 80% desecho de fruta que contiene mora y guanábana. Se desea conocer el comportamiento frente a la digestión anaerobia del desecho de fruta triturado y del líquido obtenido después de filtrar la mezcla de desecho. Esto se debe a que las fibras en el desecho de fruta pueden ocasionar problemas

de operación, y por lo tanto, si esta fracción del desecho no aporta considerablemente con la producción de biogás es preferible dejar este material fuera del proceso de digestión anaerobia.

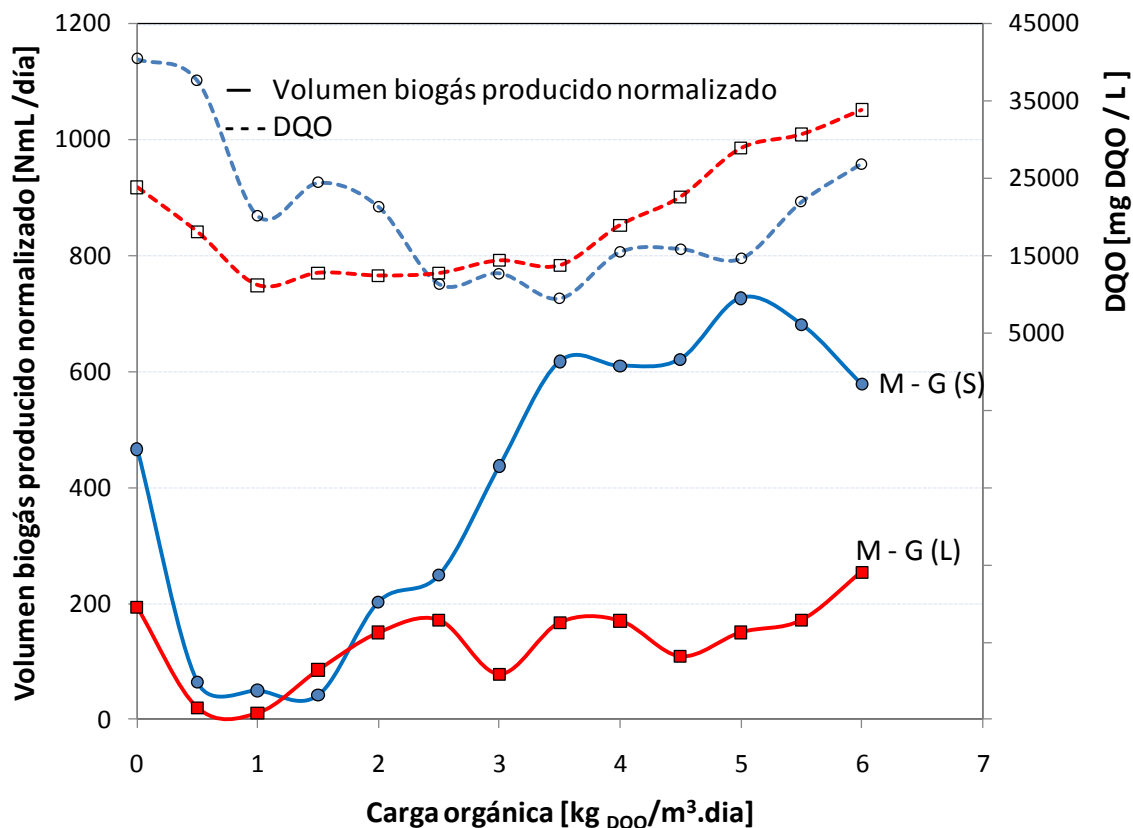


Figura 4.11: DQO a la salida del reactor y volumen producido a distintas cargas de la mezcla reactiva con 80% desecho de fruta en fases sólida y líquida

En la Figura 4.11 se presenta la DQO y el volumen de biogás producido normado en función de la carga orgánica suministrada a los reactores. Se estudia cada fase de la mezcla reactiva con 80% de desecho de fruta en reactores distintos. En las curvas de demanda química de oxígeno se observa zonas de estabilidad, donde los valores de DQO a la salida del reactor son constantes en los rangos de $1 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ a $3,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ para la mezcla en fase líquida y $2,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ a $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ para la mezcla en fase sólida. Estos rangos de DQO estable se deben a que la biodigestión se encuentra en equilibrio con la alimentación proporcionada ya que el sistema es capaz de degradar la materia que se alimenta y la convierte en biogás. La producción de biogás se incrementa para la mezcla en fase sólida a partir de cargas

orgánicas superiores a $2,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$; mientras que la mezcla en fase líquida tiene una tendencia a mantener la producción de biogás estable. Los niveles de producción de biogás en la fase sólida superan los niveles de producción de fase líquida, llegando a producir tres veces más biogás.

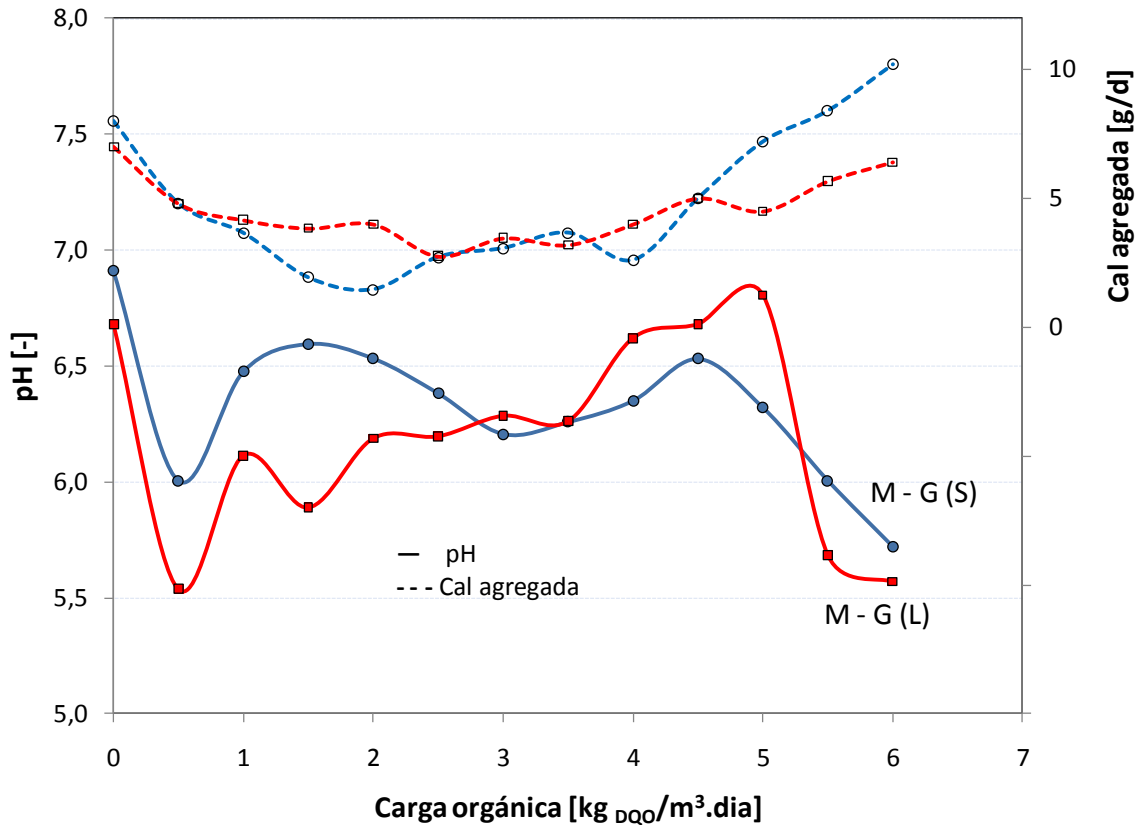


Figura 4.12: Niveles de pH y cal agregada por día a distintas cargas de la mezcla reactiva de 80% fruta en fases sólida y líquida

En la Figura 4.12 se presenta el nivel de pH y la cal agregada por día a los reactores en función de la carga orgánica. Los niveles de pH de las fases sólida y líquida se mantienen en rangos muy cercanos a 7 y con variaciones mínimas de pH a lo largo del incremento de cargas de alimentación. Se observa que la mezcla en fase sólida empieza a acidificarse en cargas mayores a $4,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ mientras que la mezcla en fase líquida se acidifica en cargas mayores a $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. Cuando los reactores empiezan a acidificarse, el consumo de cal se incrementa, y a pesar de ello, los niveles de pH son difíciles de controlar. Esto se refleja en

la pendiente con la que caen los niveles de pH, ya que estos cambios bruscos de acidez no logran ser neutralizados por la presencia de la cal.

Se observa que los niveles de pH de las mezclas reactivas de 80% sólida y líquida presentan comportamientos similares. De la misma manera los niveles de cal agregada en los reactores es similar en ambos experimentos. Sin embargo existe una diferencia muy importante en la producción de biogás de la mezcla en fase sólida y la mezcla en fase líquida; la misma no responde a niveles de pH ni cal agregada.

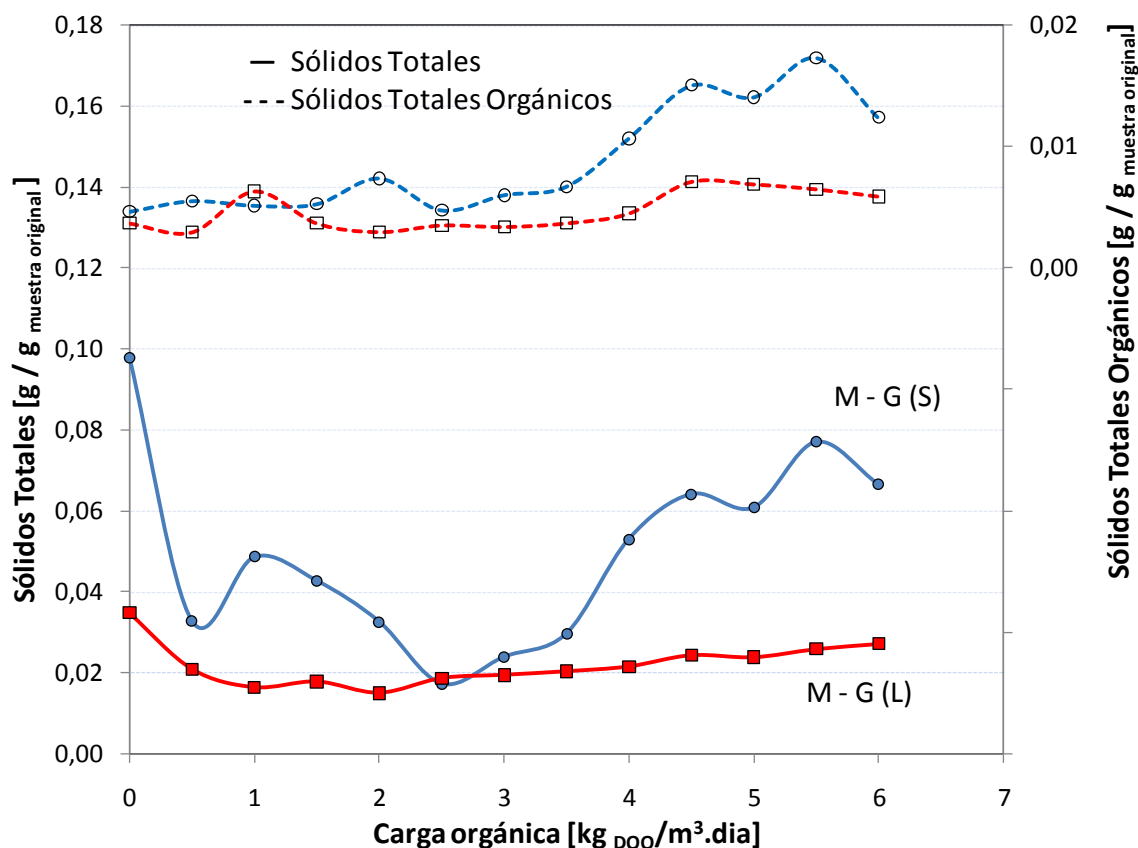


Figura 4.13: Sólidos totales y sólidos totales orgánicos a distintas cargas de la mezcla reactiva de 80% fruta en fases sólida y líquida

En la Figura 4.13 se presentan las curvas de sólidos totales y sólidos totales orgánicos en función de la carga orgánica suministrada a los reactores. Se observa que la fase sólida presenta mayor cantidad de sólidos totales y sólidos totales orgánicos que la fase líquida. Los sólidos en la fase sólida tienden a incrementarse en mayor proporción que los sólidos

en la fase líquida a medida que se incrementa la carga orgánica. Las curvas de sólidos totales orgánicos siguen las tendencias de las curvas de sólidos totales.

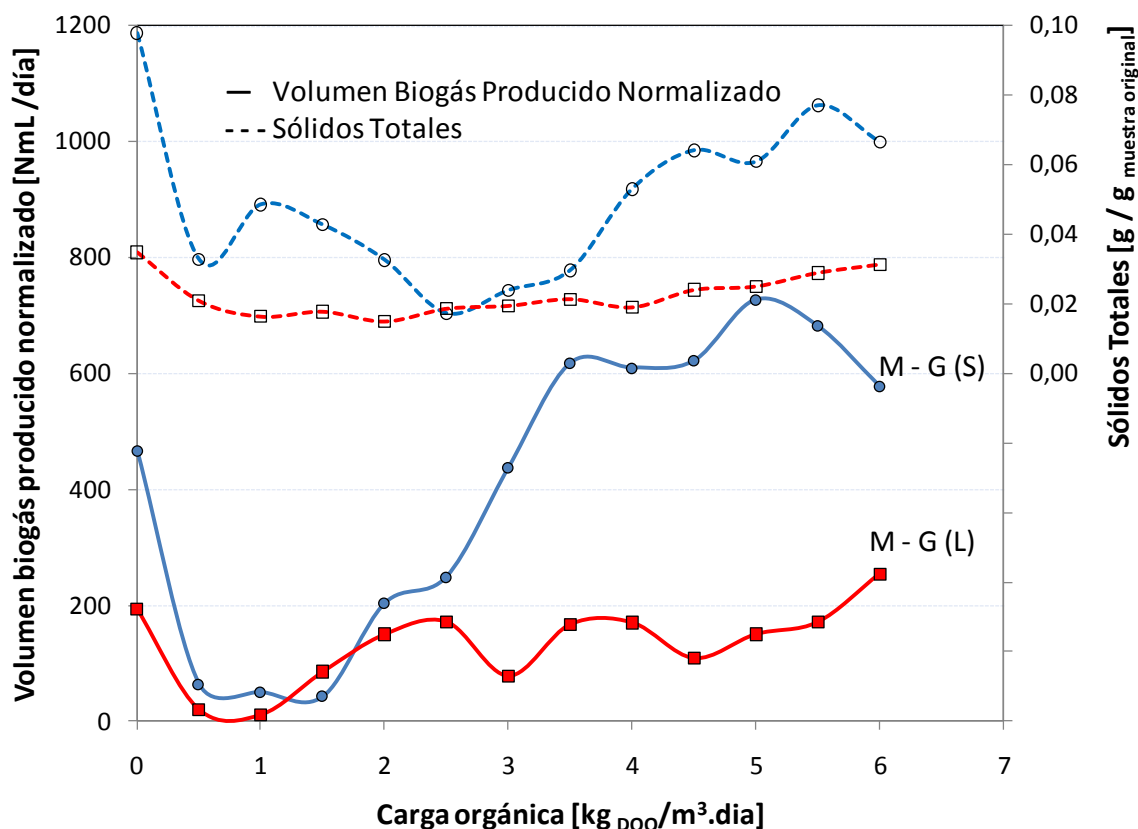


Figura 4.14: Volumen de biogás producido y sólidos totales a distintas cargas de la mezcla reactiva con 80% desecho de fruta en fases sólida y líquida en distintos reactores

La Figura 4.14 indica como varía la cantidad de gas producido con respecto a los sólidos totales presentes en la mezcla reactiva. Se observa que conforme aumenta la cantidad de sólidos totales en la mezcla reactiva en fase sólida, la producción de biogás también se incrementa. Los sólidos totales presentes en la mezcla reactiva de fase líquida aumentan de manera lenta y poco pronunciada a comparación de la mezcla en fase sólida, lo que repercute directamente en la producción de biogás. Esta tendencia nos dice claramente que la producción de biogás está estrechamente relacionada con la cantidad de sólidos totales presentes en la mezcla reactiva. Esto se debe a que los sólidos actúan como un lecho donde las bacterias pueden adherirse y formar sus colonias. Al tener mayor cantidad de sólidos, las bacterias acetogénicas y metanogénicas tienen mayor área superficial donde se pueden

adherir. De esta forma la cantidad de bacterias es mucho mayor, lo que se traduce en una mayor cantidad de producción de biogás.

4.3.3 Variación de la composición de desecho de fruta de la mezcla de alimentación

Conociendo la proporción de la mezcla y la fase que produce la mayor cantidad de biogás es posible estudiar cómo cambia la producción de biogás cuando la mezcla reactiva varía de acuerdo al desecho de fruta utilizado. Los siguientes experimentos se llevan a cabo con una mezcla reactiva del 80% en fase sólida compuesta de distintos tipos de desecho de fruta. Se estudian los desechos de mezcla mora con guanábana; guanábana con naranjilla y mora con guanábana, naranjilla y tomate de árbol.

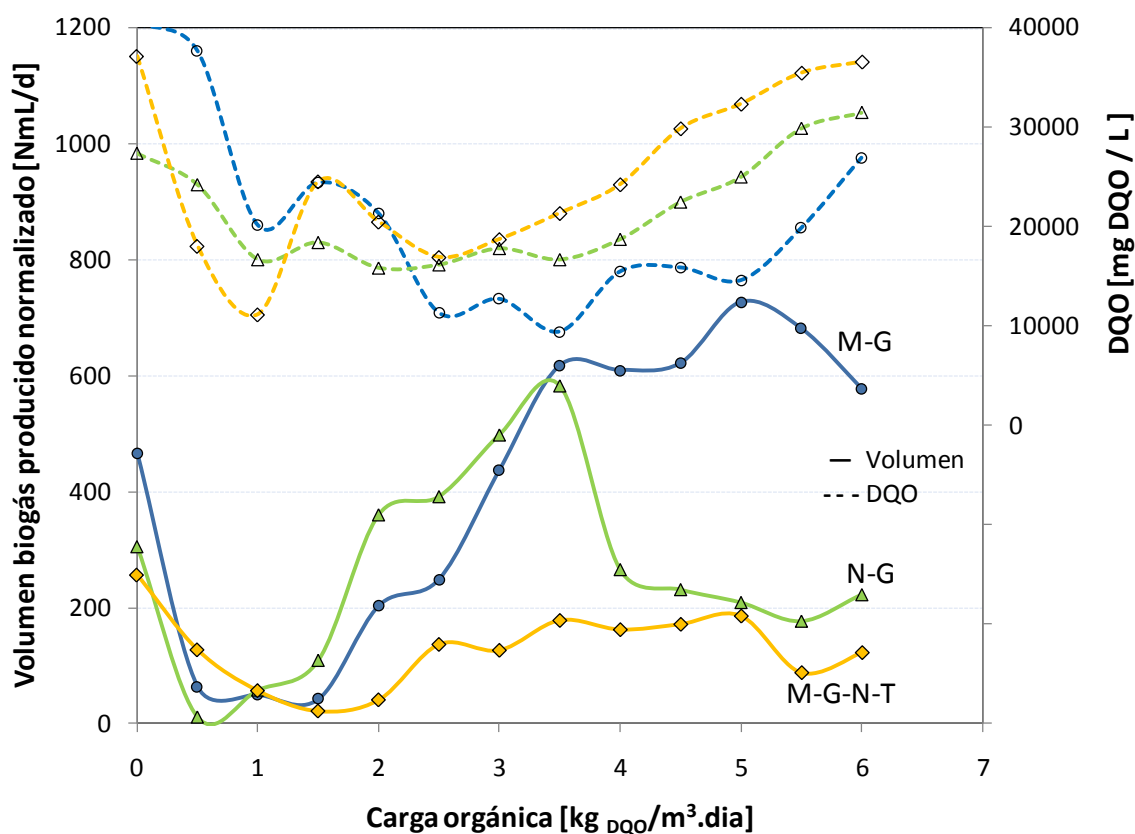


Figura 4.15: Volumen de biogás producido y DQO a la salida del reactor de la mezcla reactiva con 80% de desecho de fruta con distintos tipos de desechos.

En la Figura 4.15 se presenta la producción de biogás y la DQO de la mezcla reactiva en función de la carga orgánica alimentada a los reactores. Se observa que la mezcla de M – G

al 80% de desecho de fruta es la de mayor producción de biogás, le sigue la mezcla de N – G y por último se encuentra la mezcla de M – G – N – T. La DQO medida a las distintas cargas está relacionada directamente con la cantidad de biogás producido. Mientras mayor es la producción de biogás, menor es la DQO ya que las bacterias metanogénicas han transformado la materia en biogás. Si no hay producción de biogás, la materia se acumula dentro del reactor y por ende las cantidades de DQO se incrementan. Es por esto que la mezcla M – G – N – T tiene la mayor DQO, le sigue la mezcla N – G y por último se encuentra la mezcla de M – G en la que ocurre la máxima degradación de materia orgánica, ya que se produce la mayor cantidad de biogás.

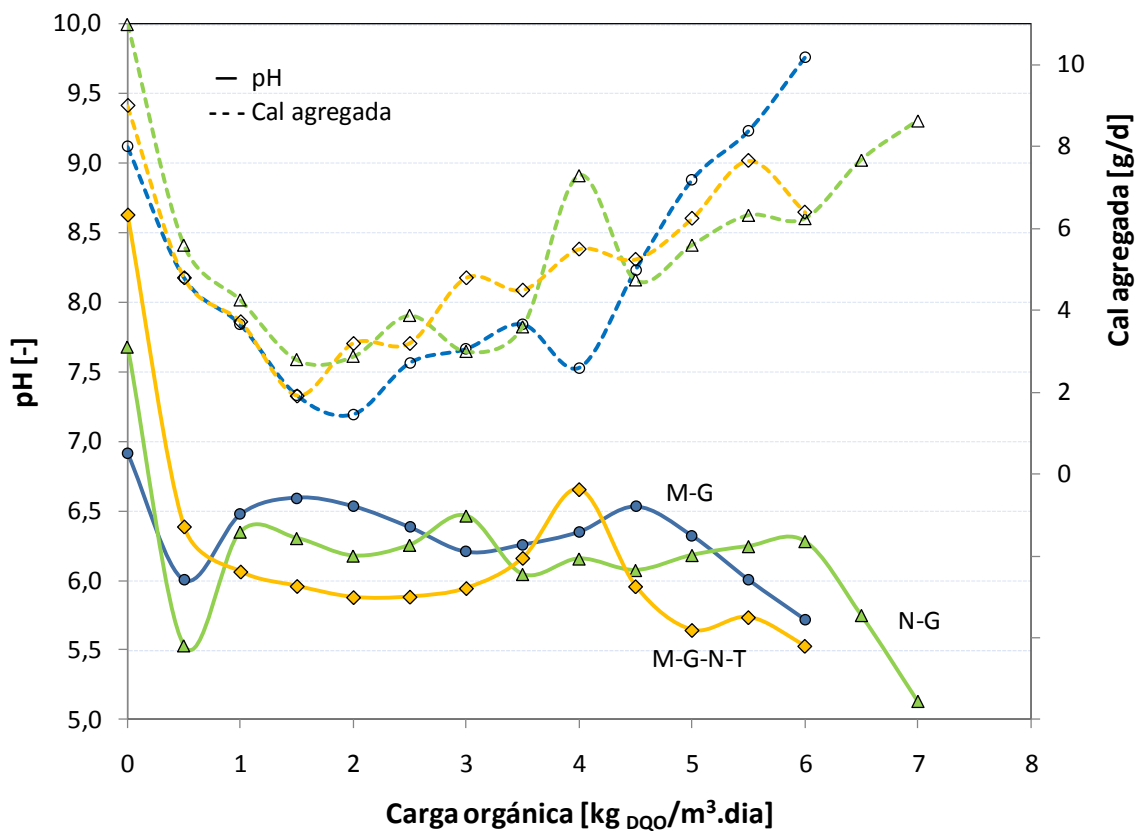


Figura 4.16: Niveles de pH y cal agregada a distintas cargas de alimentación en las mezclas reactivas de 80% de fruta con distintos tipos de desecho

La Figura 4.16 presenta los niveles de pH y cal agregada en función de la carga orgánica suministrada. Se observa que el nivel de pH de la mezcla reactiva de naranjilla – guanábana se mantiene en niveles de pH debajo de 6 en el rango de $1 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ a $3 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. Cuando esto

ocurre hay un consumo mayor de cal para restablecer el pH de la muestra reactiva a niveles cercanos a 7. Sin embargo, a pesar que la cantidad de cal se incrementa rápidamente, el nivel de pH sube ligeramente de los niveles de 6 a 6,2. Esto quiere decir que se ha logrado crear un equilibrio entre la cal suministrada y el nivel de pH. Si bien los niveles de pH no son los óptimos para el desarrollo de la metanogénesis, existe el riesgo de agregar un exceso de cal, creando así un shock en los niveles de pH de la mezcla reactiva. Se evita tomar este tipo de riesgos, razón por la cual los incrementos de cal que se agrega a la mezcla reactiva son paulatinos. Esto demuestra que los niveles de pH son difíciles de controlar con la mezcla que contiene N – G.

La mezcla reactiva con mora – guanábana – naranjilla – tomate de árbol tiene niveles de pH bajo 6 y una clara tendencia creciente de consumo de cal. Los niveles de acidez en esta mezcla son altos y los mismos no favorecen a la producción de metano, razón por la cual la producción es baja. A pesar de que se busca incrementar el nivel de pH de la mezcla, el sistema no responde favorablemente. Es posible notar que la mezcla reactiva con gran cantidad de desechos de frutas desencadena una alta producción de ácidos, los mismos que inhiben la producción metanogénica y por ende no son una buena materia prima para la producción de biogás.

Los niveles de pH de la naranjilla son bajos, razón por la cual toda mezcla que contenga este desecho en su composición presenta niveles bajos de pH que no permiten un óptimo desarrollo de la metanogénesis.

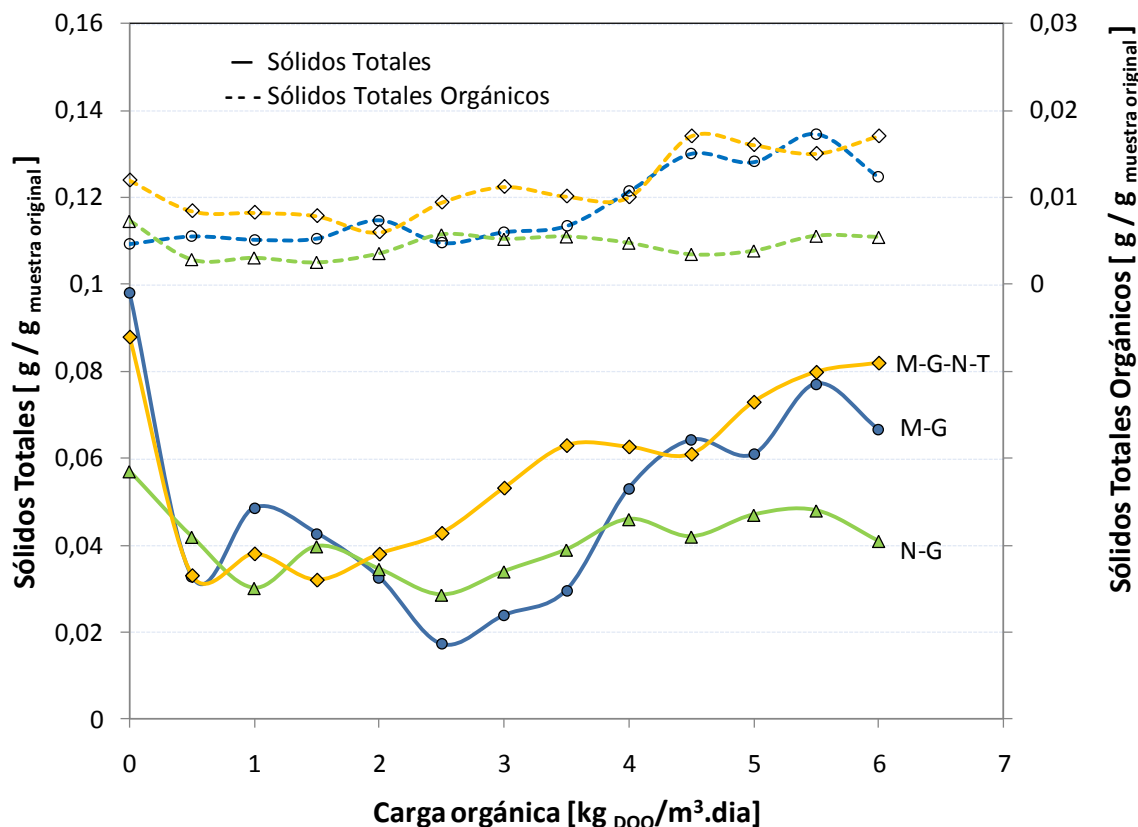


Figura 4.17: Sólidos totales y sólidos totales orgánicos en distintas cargas orgánicas

En la Figura 4.17 se presentan valores de sólidos totales y sólidos totales orgánicos en función de la carga orgánica alimentada. La mezcla de desecho de fruta que contiene M – G – N – T es la que tiene la mayor cantidad de sólidos totales y sólidos totales orgánicos. Se observa que a partir de la carga de $4 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$, la mezcla de M – G y M – G – N – T tiene comportamientos similares. Esto se debe a que los desechos que aportan significativamente con sólidos son las semillas que se encuentran en los desechos de mora y guanábana. La naranjilla y el tomate de árbol tienen menor cantidad de semillas y tanto el tamaño y cantidad es menor, de manera que su aporte a la cantidad de sólidos, como se puede apreciar en la figura, es mínima.

4.3.4 Evaluación de los resultados obtenidos

La mezcla reactiva al 80% con una composición de desecho de fruta de mora – guanábana en fase sólida muestra ser la materia prima ideal ya que produce la mayor cantidad de biogás y su operación es estable bajo condiciones mesofílicas. Se realiza el balance de masa

del reactor para la mezcla reactiva de interés. Se estudia la remoción específica de DQO y la producción específica de biogás en relación a las distintas cargas de alimentación que se suministran al reactor semi-continuo.

La Tabla 4-3 presenta las concentraciones del afluente y efluente del biodigestor y la concentración de DQO inicial y final dentro del biodigestor. Estos datos permiten realizar el balance de masa y el cálculo del porcentaje de degradación que se presentan posteriormente.

Tabla 4-3: Concentraciones de DQO en el afluente, efluente y dentro del reactor en cada carga orgánica de alimentación.

Carga Orgánica [kg_{DQO} /m³.dia]	Concentración Entrada [mg_{DQO} / L]	Concentración Salida [mg_{DQO} / L]	Concentración Inicial Reactor [mg_{DQO} / L]	Concentración Final Reactor [mg_{DQO} / L]
0	0	0	40480	37640
0,5	4000	9105	37640	20120
1	10000	8569	20120	24440
1,5	10500	6419	24440	21320
2	12000	3774	21320	11320
2,5	17500	3316	11320	12720
3	21000	3849	12720	9440
3,5	24500	5224	9440	15480
4	28000	8048	15480	15880
4,5	31500	10192	15880	14600
5	35000	15026	14600	21920
5,5	38500	21113	21920	26920
6	42000	23917	26920	29080

En la Tabla 4-4 se presenta el balance de masa del reactor con mezcla reactiva al 80% con una composición de desecho de fruta de mora – guanábana en fase sólida. Los datos se calculan para la operación que se lleva a cabo en función de la carga orgánica suministrada al reactor. La mezcla inicial de inóculo lleva consigo una cantidad de 0,081 kg_{DQO}.

Tabla 4-4: Balance de masa del reactor con mezcla reactiva al 80% con una composición de desecho de fruta de mora – guanábana en fase sólida

Carga orgánica [kg_{DQO} /m³.dia]	Entrada [g_{DQO}]	Salida [g_{DQO}]	Acumulación [g_{DQO}]	Degradación [g_{DQO}]	Porcentaje Degradación
0	0	0	-5,7	5,7	7%
0,5	8	18,2	-35,0	24,8	30%
1	20	17,1	8,6	0	0%
1,5	21	12,8	-6,2	14,4	21%
2	24	7,5	-20,0	36,5	55%
2,5	35	6,6	2,8	25,6	44%
3	42	7,7	-6,6	40,9	61%
3,5	49	10,4	12,1	26,5	39%
4	56	16,1	0,8	39,1	45%
4,5	63	20,4	-2,6	45,2	48%
5	70	30,1	14,6	25,3	26%
5,5	77	42,2	10,0	24,8	21%
6	84	47,8	4,3	31,8	23%

Obtenido el balance de masa es posible evaluar los resultados con la producción de biogás para así optimizar el proceso de digestión anaerobia.

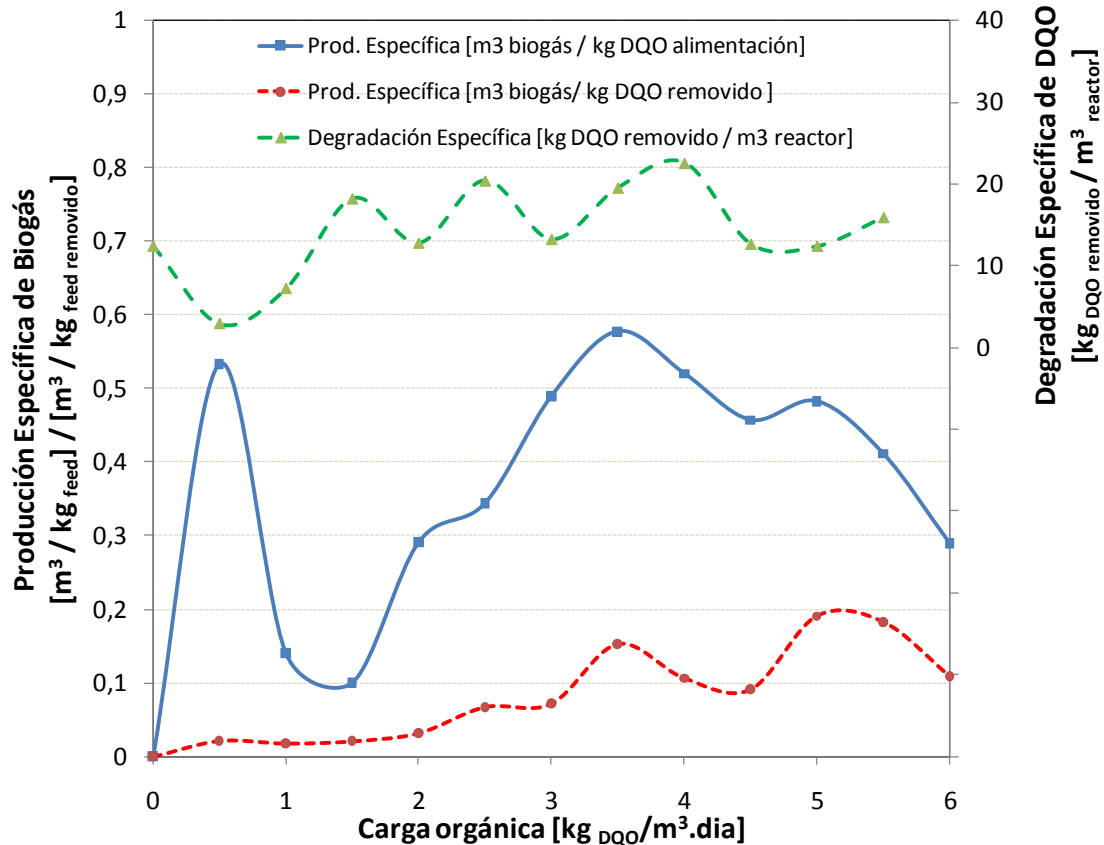


Figura 4.18: Producción específica de biogás y remoción de DQO a distintas cargas de alimentación.

Se observa en la Figura 4.18 que la remoción específica de DQO máxima es de $22,6 \frac{\text{kg DQO}_{\text{removido}}}{\text{m}^3 \text{ reactor}}$ cuando la carga orgánica es de $4 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$, mostrando una tendencia lineal con incrementos pequeños conforme se incrementa la carga de alimentación. La producción específica de biogás muestra un máximo de producción de $0,58 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{kg}_{\text{feed}}}$ cuando la carga es de $3,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. El máximo de producción específica de biogás por kilogramo de DQO removido es de $0,19 \frac{\text{m}^3 \text{ biogás}}{\text{kg}_{\text{DQO removido}}}$ cuando la carga orgánica es de $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. Esto quiere decir que existe un rango de interés de carga de alimentación promedio que varía desde los $3,5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ hasta los $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$.

De este rango de interés mostrado podemos calcular que la producción de $0,19 \frac{\text{m}^3 \text{biogás}}{\text{kgDQO removido}}$ con referencia a la producción teórica de $0,35 \frac{\text{m}^3 \text{biogás}}{\text{kgDQO removido}}$ representa un 54% de producción de biogás esperado en la biodigestión. En este punto, la carga orgánica que se debe suministrar al biodigestor es de $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$ y la remoción específica del reactor corresponde al valor de $16,3 \frac{\text{kg DQO}_{\text{removido}}}{\text{m}^3_{\text{reactor}}}$. La producción con respecto a la alimentación específica corresponde a $0,48 \frac{\text{m}^3 \text{biogás}}{\text{kg}_{\text{feed}}}$.

Obtenidos los datos óptimos de operación del biodigestor semi-contínuo a escala laboratorio es posible desarrollar el diseño del proceso semi-industrial que se lleva a cabo para el tratamiento de los desechos de fruta.

5. Diseño del Proceso Semi Industrial

El diseño del proceso semi – industrial comprende el diseño del proceso tecnológico, el dimensionamiento del biodigestor, los balances de masa y energía, y el diagrama de flujo.

5.1 Diseño del proceso tecnológico

El proceso tecnológico que se lleva a cabo se presenta en la Figura 5.1:

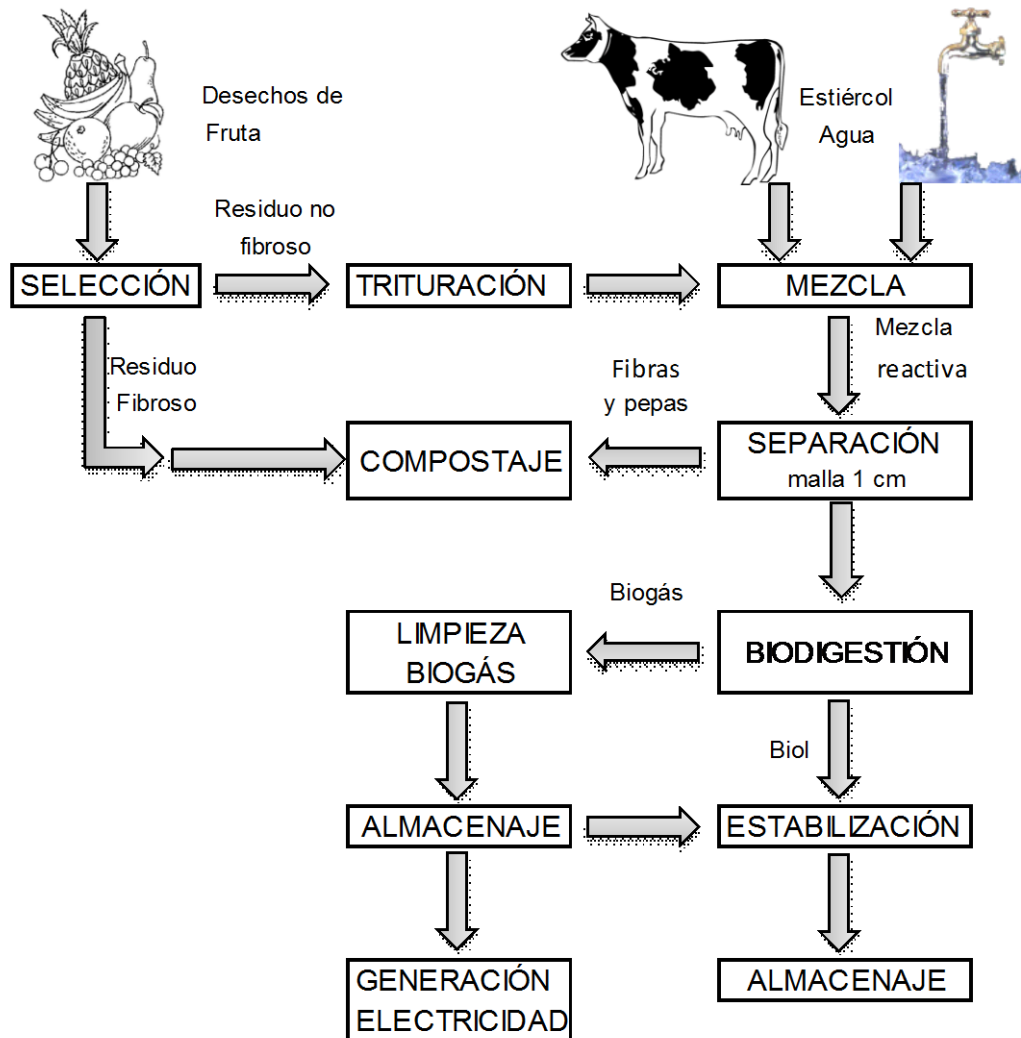


Figura 5.1: Diseño del proceso tecnológico semi – industrial

Los desechos de fruta ingresan a la planta a una selección que separa los residuos fibrosos de los residuos no fibrosos. Los residuos fibrosos son enviados directamente al compostaje mientras que los residuos no fibrosos pasan al proceso siguiente que es la trituración. Se

asume que la cantidad diaria disponible para el proceso de desecho no fibroso, apto para la biodigestión, es de 1000 kg. En la trituración se busca disminuir el tamaño de partículas, y así separar el material orgánico degradable del no degradable, especialmente de las pepas del residuo para permitir un mejor tratamiento de biodigestión. El siguiente paso es la mezcla del residuo de fruta con el estiércol bovino y el agua. La razón de mezcla de desecho de fruta con estiércol es de 80 a 20, respectivamente, de acuerdo a los resultados del estudio en los reactores semi-contínuos. El agua que se agrega en la mezcla depende de la cantidad de sólidos totales máxima permitida en el biodigestor, y se lo calcula posteriormente. El siguiente paso es una separación por tamiz del material grueso que se encuentre en la mezcla reactiva, tales como hierbas, ramas, pepas y demás partículas gruesas que vienen asociadas con el estiércol y el desecho de fruta. Las partículas gruesas son enviadas a compostaje mientras que la mezcla reactiva líquida es llevada al biodigestor donde se lleva a cabo la digestión anaerobia. El biodigestor tiene dos efluentes, un efluente gaseoso que es el biogás y uno líquido que es el biol fertilizante. El biogás es llevado a una unidad de limpieza donde se extrae los gases corrosivos como el H_2S y el agua para obtener un biogás limpio apto para la utilización energética. El biogás es llevado a almacenaje, donde será distribuido posteriormente para su utilización térmica en la de estabilización del biol y para generación eléctrica. El biol que sale del biodigestor es llevado a una unidad de estabilización térmica. La unidad de estabilización térmica provee una llama directa al efluente del biodigestor llevándolo a una temperatura de $70\text{ }^{\circ}C$. El biol estabilizado es llevado a almacenaje, listo para ser utilizado como fertilizante, concluyendo así con el proceso.

El material que se debe utilizar para construir el biodigestor debe ser resistente a la abrasión que se genera por parte de los sólidos presentes en la mezcla reactiva. Debe ser resistente al ataque ácido por parte del H_2S generado en la biodigestión. Las tuberías, accesorios y fittings utilizados para el transporte de la mezcla reactiva también deben cumplir con estos parámetros de resistencia para asegurar un buen funcionamiento. Las bombas a utilizarse en la planta deben ser apropiadas para el transporte de lodos y deben ser resistentes a la corrosión y abrasión que pueden generar los sólidos en la mezcla reactiva.

5.2 Dimensionamiento

El dimensionamiento del biodigestor es calculado de acuerdo a los datos experimentales obtenidos en los reactores semi-continuos. Los datos se presentan a continuación en la Tabla 5-1.

Tabla 5-1: Datos iniciales utilizados para el cálculo y dimensionamiento del biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Flujo másico desecho de fruta	\dot{m}_D	1000	[kg / día]
Flujo másico estiércol	\dot{m}_E	250	[kg / día]
DQO mezcla reactiva	C_{DQO}	50400	[mg _{DQO} / L]
TS mezcla reactiva	TS	0,127	[g / g _{muestra original}]
Tiempo de residencia	τ	8	[días]
Carga orgánica suministrada	CO	5	[kg _{DQO} / m ³ ·día]
Densidad desecho de fruta	ρ_D	1147	[kg / m ³]
Densidad estiércol	ρ_E	1108	[kg / m ³]
Densidad mezcla reactiva	ρ_M	1139	[kg / m ³]

Partimos con el cálculo del flujo másico de DQO que ingresa al reactor de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$\dot{m}_{DQO} = \dot{m}_{mezcla\ desecho} \cdot C_{DQO} \cdot \frac{1}{\rho_M} \quad [\text{kg} / \text{día}] \quad 5-1$$

Donde:

\dot{m}_{DQO} Flujo másico de DQO [kg_{DQO} / día]

$\dot{m}_{mezcla\ desecho}$ Flujo másico de desecho [kg / día]

C_{DQO} Concentración de DQO [mg_{DQO} / L]

ρ_M Densidad mezcla reactiva [kg / m³]

La carga orgánica suministrada se definió en los experimentos previos. Con esto se calcula el volumen mínimo del líquido del biodigestor:

$$V_{B, \min} = \frac{\dot{m}_{DQO}}{CO} \quad [m^3 / \text{día}] \quad 5-2$$

Donde:

$V_{B, \min}$	Volumen mínimo de reacción	[m ³]
CO	Carga orgánica	[kg _{DQO} / m ³ · día]

Se halla el caudal mínimo diario de entrada al biodigestor con la ecuación 5-3:

$$\dot{V}_{B, \min} = \frac{V_{B, \min}}{\tau} \quad [m^3 / \text{día}] \quad 5-3$$

$\dot{V}_{B, \min}$	Caudal diario mínimo	[m ³ / día]
τ	Tiempo de residencia	[día]

Para determinar el caudal mínimo de agua que debe ingresar al biodigestor se utiliza la siguiente ecuación:

$$\dot{V}_{H_2O, \min} = \dot{V}_{B, \min} - \dot{V}_{\text{mezcla de desecho}} \quad 5-4$$

Para poder operar industrialmente se requiere que la cantidad de sólidos totales (TS) sea menor o igual al 5%. Se calcula la cantidad de sólidos totales que lleva la mezcla reactiva, y con ello se corrige el caudal de agua necesaria para la operación diaria.

$$\dot{m}_{TS, \text{TOTAL}} = \dot{m}_{TS, \text{fruta}} + \dot{m}_{TS, \text{estiércol}} \quad 5-5$$

Se comprueba la cantidad de TS realizando el siguiente cálculo:

$$\% \text{ de TS} = \frac{\dot{m}_{TS, \text{TOTAL}}}{\dot{m}_{\text{mezcla reactiva}}} \cdot 100\% \quad 5-6$$

Corregido la cantidad de agua que se debe suministrar para obtener la cantidad de sólidos totales deseada, se calcula el caudal diario real y se dimensiona el biodigestor con una

cabeza de gas de 20% del volumen de líquido diario que se debe suministrar. A este volumen se agrega un 25% de factor de seguridad y se obtiene el volumen real del biodigestor de acuerdo a la siguiente ecuación:

$$V_L = V_{H_2O, \text{ real}} + V_{\text{mezcla de desecho}} \quad 5-7$$

$$V_{B, \text{ real}} = 1,25 \cdot (1,20 \cdot V_L) \quad 5-8$$

Las dimensiones del biodigestor tiene una relación altura – diámetro de 1:1.

La Tabla 5-2 muestra los datos obtenidos de estos cálculos.

Tabla 5-2 : Dimensionamiento del biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Flujo másico de DQO	\dot{m}_{DQO}	55,3	[kg _{DQO} / día]
Volumen mínimo de reacción	$V_{B, \text{ min}}$	11,06	[m ³]
Caudal diario mínimo	$\dot{V}_{B, \text{ min}}$	1,38	[m ³ / día]
Caudal diario mínimo de agua	$\dot{V}_{H_2O, \text{ min}}$	0,283	[m ³ / día]
Flujo másico de TS	$\dot{m}_{TS, \text{ TOTAL}}$	158,75	[kg de TS / día]
Porcentaje de TS alimentado	TS_B	5	[%]
Caudal real de agua	$\dot{V}_{H_2O, \text{ real}}$	1,925	[m ³ / día]
Volumen mezcla reactiva	V_L	22,3	[m ³]
Volumen cabeza de gas	V_G	4,46	[m ³]
Volumen de seguridad (20%)	V_S	6,69	[m ³]
Volumen real biodigestor	$V_{B, \text{ real}}$	33,45	[m ³]
Altura biodigestor	h_B	3,5	[m]
Diámetro biodigestor	Φ_B	3,5	[m]

El reactor que se utilizará para llevar a cabo la biodigestión será de tipo híbrido. Los reactores híbridos tienen características de dos o más reactores, y son construidos como uno solo. Se elige un reactor híbrido de lecho expandido y UASB debido a las cargas orgánicas que se manejarán y a los beneficios que presentan para llevar a cabo la biodigestión.

5.3 Balance de masa

Los parámetros operacionales del biodigestor se calculan a partir del balance de masa del biodigestor y de los datos experimentales obtenidos en los reactores semi-contínuos.

El flujo másico del biodigestor esta dado por:

$$\dot{m}_B = \dot{m}_D + \dot{m}_{H_2O} \quad 5-9$$

Donde:

\dot{m}_B Flujo másico del biodigestor [kg / día]

\dot{m}_D Flujo másico desecho [kg / día]

\dot{m}_{H_2O} Flujo másico agua [kg / día]

Los sólidos totales a la entrada del biodigestor están dados por:

$$TS_B = \frac{\dot{m}_{TS, TOTAL}}{\dot{m}_D + \dot{m}_{H_2O}} \quad 5-10$$

Donde:

TS_B Sólidos totales al biodigestor [%]

$\dot{m}_{TS, TOTAL}$ Flujo másico se sólidos totales [kg / kg muestra original]

El caudal de alimentación diario se lo calcula mediante:

$$\dot{V}_B = \frac{V_{B, real}}{\tau} \quad 5-11$$

Donde:

\dot{V}_B Caudal de entrada al biodigestor [m³ / día]

La concentración de DQO a la entrada del biodigestor se calcula con la formula 5-12:

$$C_{DQO-B} = \frac{C_{DQO} \cdot V_{mezcla de desecho}}{V_L} \quad 5-12$$

La producción de biogás se determina mediante:

$$\dot{B}_G = \dot{m}_{DQO} \cdot PE_f \quad 5-13$$

Donde:

\dot{B}_G	Caudal de producción de biogás	[m ³ / día]
PE_f	Producción específica de alimentación	[m ³ biogás / kg _{DQO}]

Efectuados los cálculos, se obtienen los siguientes resultados que se muestran a continuación en la Tabla 5-3:

Tabla 5-3: Parámetros operacionales del biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
TS mezcla de desecho	TS	0,127	[kg / kg _{muestra}]
TS entrada del biodigestor	TS_B	0,05	[kg / kg _{muestra}]
DQO mezcla de desecho	C_{DQO}	50400	[mg _{DQO} / L]
DQO entrada del biodigestor	$C_{DQO, B}$	14128	[mg _{DQO} / L]
Caudal de alimentación	V_B	2,8	[m ³ / día]
Caudal de biogás producido	B_G	26,54	[m ³ biogás / día]
Flujo másico de biol producido	\dot{m}_{Bf}	3145	[kg _{biol} / día]

5.4 Balance de energía

El balance de energía del biodigestor está basado en la investigación de Diseño y construcción de un intercambiador de calor para un biorreactor a escala, realizada en el LaDEA por Juan José Montesinos.

Se define el espacio de control en el que se realiza el balance de energía de acuerdo a la Figura 5.2.

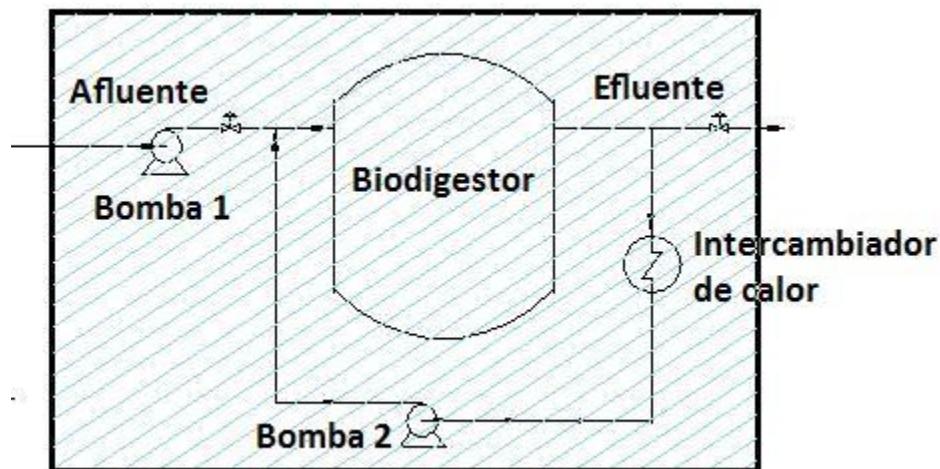


Figura 5.2: Espacio de control utilizado para el balance de energía

El balance de energía general está dado por la siguiente ecuación:

$$0 = Q_{\text{entrada}} + Q_{\text{salida}} + Q_{\text{reacción}} + Q_{\text{pérdidas}} + Q_{\text{intercambiador}} + Q_{\text{bombas}} \quad 5-14$$

Donde se desea obtener el calor que se requiere suministrar por el intercambiador para mantener el balance de energía en cero.

Los términos de calor están dados en vatios y se calculan de la siguiente manera:

$$Q_e = \dot{V}_B \cdot \rho_M \cdot Cp \cdot T_e \quad 5-15$$

Donde:

Q_e	Calor a la entrada del biodigestor	[W]
Cp	Capacidad calorífica del biol	[J / K·kg]
T_e	Temperatura del influente	[K]

El calor del efluente del biodigestor se calcula con la ecuación 5-16:

$$Q_s = \dot{V}_{Bs} \cdot \rho_M \cdot Cp \cdot T_s \quad 5-16$$

Donde:

Q_s	Calor a la salida del biodigestor	[W]
\dot{V}_{Bs}	Caudal del efluente	[m ³ / día]
T_s	Temperatura del efluente	[K]

Tabla 5-4: Datos y resultados para el cálculo del calor en los flujos de entrada y salida del biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Caudal de entrada	V_B	2,8	[m ³ / día]
Caudal de salida	V_{Bs}	2,76	[m ³ / día]
Capacidad calorífica biol	Cp	4187	[J / kg · K]
Temperatura entrada	T_e	288	[K]
Temperatura salida	T_s	308	[K]
Calor flujo de entrada	Q_e	44494,9	[W]
Calor flujo de salida	Q_s	46905,1	[W]

La reacción que se lleva a cabo es exotérmica, de manera que hay un aporte de calor en la digestión. Este valor de calor está dado por:

$$Q_{Rxn} = r(-\Delta H_{Rxn})V_L \quad 5-17$$

Donde:

r	Velocidad de reacción	[mol/m ³ ·s]
ΔH_{Rxn}	Entalpia de reacción	[J / mol]

Tabla 5-5: Datos y resultados para el cálculo del calor generado por la reacción

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Velocidad de reacción	r	1	[mol / m ³ · s]
Entalpia de reacción	ΔH_{RXN}	-145	[J / mol]
Volumen de reacción	V_L	22,3	[J / kg · K]
Calor de reacción	Q_{RXN}	3232,4	[W]

Las pérdidas por las paredes del biodigestor se calculan a partir de la ecuación 5-18:

$$Q_P = \frac{(T_{\text{aire}} - T_{\text{lodo}})}{\frac{1}{A} \cdot \left(\frac{1}{U_d} + \frac{s_{\text{aislante}}}{k_{\text{aislante}}} \right)} \quad 5-18$$

Donde:

Q_P	Flujo calórico	[W]
U_d	Coefficiente global del sistema	[W/K·m ²]
A	Área superficial de la pared	[m ²]
T_{aire}	Temperatura ambiente	[K]
T_{lodo}	Temperatura del lodo	[K]
s_{aislante}	Espesor del aislante	[m]
k	Conductividad térmica del aislante	[W/K·m]

Para calcular el coeficiente global del sistema se utiliza la ecuación 5-19:

$$\frac{1}{U_d} = \frac{1}{h_0} + \frac{1}{h_i} + \frac{s}{\lambda} \quad 5-19$$

Donde:

h_0	Coefficiente de transferencia de calor externo de la película	[W/K·m ²]
h_i	Coefficiente de transferencia de calor interno de la película	[W/K·m ²]
s	Espesor de la pared que separa los dos fluidos	[m]
λ	Coefficiente de transferencia de calor del material	[W/K·m].

Tabla 5-6: Datos y resultados para el cálculo del calor perdido en las paredes del biodigestor

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Espesor aislante	$s_{aislante}$	0,1524	[m]
Conductividad termica aislante	k	0,039	[W / K·m]
Capacidad calorifica biol	Cp	4187	[J / kg · K]
Coeficiente global del sistema	U_d	84,9	[W / K·m ²]
Área superficial paredes	A	57,72	[m ²]
Coeficiente de transferencia de calor externo de la película	h_o	0,0	[W / K·m ²]
Coeficiente de transferencia de calor interno de la película	h_i	0,0	[W / K·m ²]
Espesor de la pared que separa los dos fluidos	s	0,025	[m]
Coeficiente de transferencia del acero inoxidable 304	λ	17	[W / K·m]
Calor pérdida por paredes biodigestor	Q_B	-294,5	[W]

El calor que proporcionan las bombas al sistema está dado por:

$$Q_b = x \cdot P \cdot \eta \quad 5-20$$

Donde:

Q_b	Calor de las bombas	[W]
x	Número de bombas	[bombas]
P	Potencia de la bomba	[W]
η	Eficiencia de la bomba	[-]

Tabla 5-7: Datos y resultados para el cálculo del calor generado por las bombas

Parámetro	Abreviación	Valor	Unidades
Potencia de bombas	P	330	[W]
Cantidad de bombas	x	2	[bomba]
Eficiencia	η	0,651	[-]
Calor de bombas	Q_b	485,6	[W]

Aplicando la ecuación 5-14 con los datos calculados se obtiene que el calor del intercambiador debe ser de 1013,3 Watts durante un día de operación. Esta cantidad de calor debe ser reinsertada al sistema para que se mantenga constante el balance energético.

La unidad de estabilización de biol recibe al fertilizante con una temperatura de 35 °C. Para estabilizarlo es necesario llevar al biol hasta 70 °C. De este modo el cálculo se lo realiza mediante la siguiente ecuación:

$$E_S = \dot{m}_{BF} \cdot Cp \cdot \Delta T \quad 5-21$$

Donde:

E_S Energía requerida para estabilizar el biol [kJ]

\dot{m}_{BF} Flujo másico de biol producido [kg / día]

ΔT Variación de temperatura [K]

5.4.1 Requerimientos energéticos de la planta

En la Tabla 5-8 se presentan los requerimientos energéticos de la planta de producción de biogás y fertilizante orgánico en un día de producción. Los datos de energía del intercambiador de calor y de estabilización de biol son calculados de acuerdo a las ecuaciones 5-14 y 5-21 respectivamente. Los datos de requerimientos energéticos de las bombas, compresores y equipo de mezclado son calculados de acuerdo a las especificaciones técnicas detalladas de las distintas unidades que se encuentran en el Anexo 2.

Tabla 5-8: Energía requerida en los distintos procesos en un día de producción

Parametro	Valor	Unidades
Energía intercambiador de calor	523,0	[W]
Energía requerida para estabilizar biol	7,5	[kW]
Energía requerida por bombas	30,1	[W]
Energía requerida por compresor	4,4	[W]
Energía requerida por equipo de mezcla	4,4	[W]
<i>Total</i>	8,01	[kW]

Se observa en la Tabla 5-8 que los requerimientos energéticos son de 8,01 kW. Esta cantidad de energía será suministrada en parte por el biogás generado. El faltante de energía será suministrado por el servicio de electricidad que tiene la planta y por el uso de gas licuado de petróleo. Los detalles del uso energético del biogás se discuten en la sección de análisis económico.

El diagrama de flujo de la planta de producción de biogás y fertilizante orgánico y la lista de equipos y maquinarias se encuentra en el Anexo 3.

5.5 Análisis económico

El análisis económico de la planta comprende el estudio de los costos de inversión y producción necesarios para tratar una tonelada de desecho de fruta al día. La producción de electricidad que es capaz de generar la planta se estudia posteriormente para realizar el análisis entre gasto y ahorro que permite el proceso.

5.5.1 Inversión fija

La inversión fija comprende todos los materiales y equipos necesarios para llevar a cabo el proceso de producción, la construcción e instalación de los equipos y de los elementos que permiten su funcionamiento tales como instalaciones eléctricas, entre otros. Los valores son calculados a partir de las ecuaciones en el Anexo 4. En la Tabla 5-9 se muestran los valores de los materiales directos para la producción de biogás y biol.

Tabla 5-9: Costo de maquinaria y equipos

COSTO MAQUINARIA Y EQUIPOS					
Abreviación	Equipo	Características	Cantidad	Valor unitario	Valor total
A - 1	Tanque de agitación	3 m ³	1	5.550	5.550
A - 2	Agitador y motor	1/2 hp	1	546	546
C - 1	Tanque de agua	Concreto impermeable - 20 m ³	1	2.300	2.300
C - 2	Tanque almacenamiento biogás	100 m ³	1	6.452	6.452
C - 3	Tanque almacenamiento biol	15 m ³	1	7.039	7.039
D - 1	Biodigestor	Acero inoxidable 304 / 33,45 m ³	1	27.751	27.751
F - 1	Rodillo triturador	Capacidad 2 ton / día	1	10.000	10.000
F - 2	Balanza y transportadora	Capacidad 2 ton / día	1	1.000	1.000
F - 3	Tamiz con tanque	Capacidad 4 ton / día	1	3.016	3.016
G - 1	Scrubber	Capacidad 50 m ³ / día	1	3.850	3.850
T - 1	Banda transportadora	10 metros	1	3.600	3.600
U - 1	Unidad de separación	20 m ²	1	1.500	1.500
U - 2	Unidad de compostaje	Concreto impermeable - 100 m ³	1	11.200	11.200
U - 3	Intercambiador de calor	Tubo y carcasa	1	3.955	3.955
U - 4	Generador eléctrico	30 kW	1	15.000	15.000
U - 5	Estabilizador de biol	Capacidad 4 ton / día	1	3.185	3.185
B - #	Bombas	1/2 hp	5	1.000	5.000
E - #	Compresores	1/2 hp	1	500	500
V - #	Válvulas de líquido	Válvula de bola	6	250	1.500
V - #	Válvulas de gas	Válvula de bola	2	500	1.000
<i>Total</i>					113.944

Los costos de construcción de la planta se detallan en la Tabla 5-10.

Tabla 5-10: Costos de construcción de la planta

Construcción	
Rubro	Valor [\$]
Montaje de equipos	11.394,4
Tubería y accesorios	45.577,6
Instrumentación y control	22.788,8
Obra civil	34.183,2
Electrotecnia	11.394,4
<i>Total</i>	125.338,4

La inversión fija establece un porcentaje de seguridad del 10% que da flexibilidad al momento de la compra de los equipos. Si bien se tienen valores establecidos, los mismos pueden fluctuar en el tiempo. Los detalles se presentan en la Tabla 5-11.

Tabla 5-11: Inversión fija requerida

Inversión fija	
Rubro	Costo [\$]
Maquinaria y Equipos	113.944
Construcción	125.338,4
<i>Subtotal</i>	239.282
<i>10% Imprevistos</i>	23.928
<i>Total</i>	263.211

5.5.2 Costos de producción

Los costos de producción se refieren a todos los insumos, mano de obra, requerimientos energéticos y servicios necesarios para llevar a cabo el proceso industrial. Los desechos de fruta y estiércol solo tienen un costo asociado al transporte. El desglose de la materia prima se presenta a continuación:

Tabla 5-12: Costos de materia prima y servicios

Materia Prima				
Material	Cantidad por año	Unidad	Precio [\$ / unidad]	Costo anual [\$]
Cal	48.837	kg	0,17	8.302,3
Agua	456.250	m ³	0,2	91.250,0
Transporte	340	flete	60	20.400
<i>Total materia prima</i>				119.952,3

Tabla 5-13: Costo requerimientos energéticos de la planta

Requerimientos energéticos				
Equipo	Cantidad por año	Unidad	Precio [\$ / unidad]	Costo anual [\$]
Biodigestor	8.269	kWh	0,11	909,6
Bombas	263.611	kWh	0,11	28.997,2
Compresor	38.528	kWh	0,11	4.238,1
Motor agitación	38.528	kWh	0,11	4.238,1
Estabilización biol	3.158	kg GLP	0,58	1.831,6
<i>Requerimientos energéticos por año</i>				40.214,6

El biogás es una fuente de energía que puede ser reutilizado en el proceso de producción. Dependiendo del uso que se da al biogás es posible ahorrar energía en los distintos equipos.

La energía generada por el biogás se compara con los precios actuales de electricidad y gas licuado de petróleo. Se utilizan estos valores como referencia debido al posible uso que se le puede dar al biogás.

Tabla 5-14: Porcentaje de biogás destinado a generación eléctrica o combustión y ahorro monetario.

Generación eléctrica	Combustión directa	Energía generada		Ahorro [\$ / año]
		[kWh / año]	[kJ / año]	
100%	0%	16543,3	0	1.819,76
90%	10%	14888,9	1,99E+07	1.870,05
80%	20%	13234,6	3,97E+07	1.920,34
70%	30%	11580,3	5,96E+07	1.970,63
60%	40%	9926,0	7,94E+07	2.020,93
50%	50%	8271,6	9,93E+07	2.071,22
40%	60%	6617,3	1,19E+08	2.121,51
30%	70%	4963,0	1,39E+08	2.171,80
20%	80%	3308,7	1,59E+08	2.222,09
10%	90%	1654,3	1,79E+08	2.272,38
0%	100%	0	1,99E+08	2.322,67

La Tabla 5-14 muestra que hay mayor ahorro destinando todo el biogás para combustión si es que el mismo reemplaza al gas licuado de petróleo. Este valor puede cambiar si la combustión debe reemplazar a otro tipo de combustible. De este modo es posible ahorrar dinero en el proceso, y abaratar los costos de producción.

La planta está diseñada para operar 24 horas al día. Es por esto que la planta opera en tres turnos de ocho horas cada uno. Siempre tienen que estar presentes dos operarios. El ingeniero de planta debe permanecer en un solo turno durante el día. Los gastos salariales del personal se presentan a continuación en la Tabla 5-15.

Tabla 5-15: Costo mano de obra

Mano de Obra			
Tipo	Cantidad	Sueldo [\$ / mes]	Costo anual [\$]
Operarios	6	300	21.600
Ingeniero de planta	1	800	9.600
		<i>Subtotal</i>	31.200,0
		<i>Décimo tercero</i>	2.600,0
		<i>Décimo cuarto</i>	1.610,0
		<i>Aporte IESS</i>	3.588,0
		<i>Total</i>	38.998,0

Los costos de producción estipulan todos los gastos que se incurren en la planta. Se asume que los equipos se deprecian en 10 años, como lo muestra la Tabla 5-16.

Tabla 5-16: Costos de producción de biol

Costos de producción	
Rubro	Costo anual [\$/a]
Materiales directos y servicios	119.952
Mano de obra	38.998
Requerimientos energéticos	40.215
Depreciación	26.321
<i>Total</i>	225.486

5.5.3 Análisis financiero

El análisis financiero presenta la forma en la que se realiza la inversión. El capital total está compuesto por el capital de inversión y el capital de trabajo necesario para 6 operar durante los primeros seis meses. El capital total va a estar cubierto en un 30% por capital propio, mientras que el 70% es financiado a una tasa de interés anual del 9%. La Tabla 5-17 muestra como se distribuyen los valores requeridos para la inversión

Tabla 5-17: Cantidad de dinero requerida para iniciar la planta

Tipo	Dólares	Porcentaje
Inversión fija	263.210,6	73%
Capital de operación	99.582,4	27%
Inversión Total	362.793,1	100%
Capital propio	108.837,9	30%
Financiamiento	253.955,2	70%

La Tabla 5-18 muestra la tasa de interés y el servicio generado por el préstamo realizado.

Tabla 5-18: Amortización del capital

Año	Monto	Tasa interés	Servicio [\$]
0	253.955,2	9%	22.856,0
1	228.559,6	9%	20.570,4
2	203.164,1	9%	18.284,8
3	177.768,6	9%	15.999,2
4	152.373,1	9%	13.713,6
5	126.977,6	9%	11.428,0
6	101.582,1	9%	9.142,4
7	76.186,5	9%	6.856,8
8	50.791,0	9%	4.571,2
9	25.395,5	9%	2.285,6
10	0,0	9%	0,0
	<i>Promedio</i>	9%	12.570,8

El costo del biol fertilizante, que es el producto de valor agregado que sale al mercado del proceso industrial, lleva consigo el costo de producción y el costo del servicio financiero promedio, como lo muestra la Tabla 5-19.

Tabla 5-19: Costo de producción de biol

Costo del Biol	
Rubro	Costo anual [\$/a]
Costo producción	225.486
Gastos financiamiento	12.571
<i>Total</i>	238.057

El análisis del punto de equilibrio muestra en cuanto tiempo se recupera la inversión inicial de acuerdo a la Tabla 5-20. El margen de ganancia por kilogramo de biol vendido es de 0,07 dólares, a un precio de mercado de 0,29 dólares por kilogramo. En este escenario específico, el punto de equilibrio se da al término de 3,3 años. Esto quiere decir que a partir de este tiempo, todo es ganancia. Si se espera que los equipos tengan una vida útil de 10 años, hay 6,7 años que son ganancias.

Tabla 5-20: Punto de equilibrio de la inversión

Punto de equilibrio	
Costo biol por kg	0,22 dólares
Precio venta biol por kg	0,29 dólares
Ganancia	0,07 dólares
Ganancia por año	72.040 dólares
Punto de equilibrio	3,3 años

El análisis económico muestra que sí es rentable construir esta planta de producción de biogás y fertilizante orgánico. La ventaja es que la materia prima no tiene costo, y los materiales directos de producción son fáciles de conseguir. El biol es un fertilizante que se requiere en el mercado ya que gran parte del territorio ecuatoriano está destinado a la agricultura.

6. Conclusiones y Recomendaciones

En esta tesis se investigó el proceso de biodigestión de desechos de frutas en reactores batch y en reactores semi – contínuos en el LADEA. Se determinó que la mezcla reactiva con mayor producción de biogás en los distintos reactores difieren, siendo efectiva la mezcla de 50% de estiércol con 50% de desecho de fruta en los reactores batch y de 20% de estiércol con 80 % de desecho de fruta en los reactores semi – contínuos.

En los experimentos que se llevaron a cabo en los reactores batch se varió el porcentaje de desecho de fruta y estiércol. Se crearon mezclas de contenido de 50% de desecho fruta hasta el 100% de desecho de fruta en intervalos de 10%. El porcentaje restante fue completado por el estiércol vacuno. En los reactores batch se determinó que los desechos de fruta con alto contenido de fibra no son apropiados para el proceso de biodigestión, ya que los mismos se enredan entre si, ocasionando que se separen las fases sólida y líquida de la mezcla reactiva, además las fibras no permiten la agitación. En los reactores semi – contínuos se determinó que los desechos con alto contenido de fibra tampoco son utilizables ya que los mismos taponan las mangueras de alimentación.

En los reactores semi – contínuos se profundizó el estudio de la mezcla del desecho de fruta que se debe utilizar para maximizar la producción de biogás. Se experimentó con distintos tipos de mezclas de desecho de fruta: mora – guanábana; guanábana – naranjilla; mora – guanábana – naranjilla – tomate de árbol manteniendo la misma proporción de 80% desecho de fruta con 20% estiércol. La mezcla que presentó mejor biodigestión fue la de mora – guanábana debido a que los niveles de acidez podían ser controlados con mayor facilidad con respecto a las otras dos mezclas. Las mezclas que no tuvieron una buena biodigestión mostraron gran actividad acidogénica, la misma que mantenía los niveles de pH por debajo de 6,5; lo cual es perjudicial para la metanogénesis. Se descartaron las mezclas guanábana – naranjilla y mora – guanábana – naranjilla – tomate de árbol para nuevas experimentaciones y se mantuvo la mezcla mora – guanábana para continuar con los experimentos.

La mezcla mora – guanábana fue estudiada en los reactores semi – contínuos en las fases sólida y líquida en proporciones de 80% desecho de fruta con 20% estiércol para encontrar la fase óptima para la biodigestión. La cantidad de TS en la fase sólida supera a la fase

líquida en un factor de 4, mientras que la cantidad de OTS en la fase sólida supera a la fase líquida en un factor de 3 en cargas orgánicas superiores a $4 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$. Se determinó que la fase óptima es la sólida, ya que los sólidos presentes en la mezcla reactiva actúan como un lecho dentro del biodigestor, y en él las bacterias pueden adherirse. Este lecho incrementa el área superficial y por ende el área de contacto de las bacterias con el medio a degradar, mejorando notablemente los niveles de producción de biogás.

Con toda esta experimentación se define que la maximización de producción de biogás a partir de desechos de fruta se da con una mezcla reactiva en fase sólida que contiene desechos de mora – guanábana en una proporción de 80% de desecho de fruta y 20% de estiércol bovino.

El balance de masa del biodigestor con la mayor producción de biogás permite encontrar los parámetros operacionales óptimos para llevar a cabo la biodigestión y se obtiene que la remoción específica del reactor es de $16,3 \frac{\text{kg DQO}_{\text{removido}}}{\text{m}^3_{\text{reactor}}}$. La producción específica corresponde a $0,48 \frac{\text{m}^3 \text{biogás}}{\text{kg}_{\text{feed}}}$ y la producción de biogás es de $0,19 \frac{\text{m}^3 \text{biogás}}{\text{kg}_{\text{DQO removido}}}$. La producción de biogás obtenida experimentalmente con referencia a la producción teórica de $0,35 \frac{\text{m}^3 \text{biogás}}{\text{kg}_{\text{DQO removido}}}$ representa un 54% de producción de biogás esperado en la biodigestión.

El diseño semi – industrial de la planta procesadora de desecho de fruta presentado es capaz de tratar los desechos de frutas generados por la planta de procesamiento “La Jugosa” en su totalidad. El diseño del proceso tecnológico produce gas metano que puede ser utilizado como una fuente directa de energía, biol fertilizante y compost que puede ser utilizado en los suelos utilizados para la agricultura.

El dimensionamiento del biodigestor con un 25% de seguridad es de 33 m^3 y el mismo debe operar con una carga de alimentación $5 \frac{\text{kg DQO}}{\text{m}^3 \text{ día}}$, tiempo de residencia de 8 días, caudal de alimentación de $2,8 \text{ m}^3/\text{día}$, temperatura de $35 \text{ }^\circ\text{C}$ que se encuentra en el rango mesofílico y pH de 7 para poder generar 26 m^3 de biogás / día.

Se recomienda mantener los niveles de operación estables, ya que ligeros cambios en la temperatura y el pH de la mezcla reactiva, pueden resultar en deterioros de los microorganismos responsables de la metanogénesis. Es recomendable utilizar la menor cantidad de frutas ácidas en la mezcla reactiva, ya que las mismas favorecen a la acidogénesis y con ello inhibe a las bacterias metanogénicas. El uso de cal para controlar los niveles de pH es de 133,8 kg /día. Se recomienda usar cal en el proceso semi – industrial ya que es de fácil adquisición y el de menor precio en el mercado.

El análisis económico muestra que es rentable construir y operar la planta de producción de biogás y fertilizante orgánico. Al reutilizar el biogás producido en los procesos de la planta es posible ahorrar un 6% en los costos energéticos. Con un costo de producción del biol fertilizante de 0,23 dólares por kilogramo, y costo de venta al público de 0,29 dólares por kilogramo es posible llegar al punto de equilibrio en 3,5 años. Tomando en cuenta que la vida útil de los equipos es de 10 años, quedan 6,5 años de producción que representan ganancias al productor.

7. Bibliografía y Fuentes de Información

- 1 Smith, J. M.; Van Ness H. C.; Abbott, M. M.; Introducción a la Termodinámica en Ingeniería Química. Mc Graw Hill 2004. Págs. 65-72.
- 2 *La Biomasa, Una Fuente Poco Explotada*. Diario El Comercio. 22 de Noviembre de 2009, sección Tecnología. Quito – Ecuador.
- 3 Pino, C.; 2005. “Determinación de la mejor dosis de biol en el cultivo de banano como alternativa a la fertilización foliar química” Escuela Superior Politécnica del Litoral
- 4 Karaj, Sh.; Rehl, T.; Muller, J.; 2009 “Analysis of biomass residues potential for electrical energy generation in Albania”; *Renewable and Sustainable Energy Reviews* Vol. 14; págs. 493 - 499
- 5 Hiler, E.; Stout, B. Biomass Energy, A Monograph. TEES Monograph Series. 1985 págs. 76-112
- 6 Monroy, O.; Viniegra, G. Bioteología para el aprovechamiento de los Desperdicios Orgánicos. AGT Editor. 1990, México págs. 44, 65-93.
- 7 Romero, J. Tratamiento de Aguas Residuales. Teoría y Principios de Diseño. Editorial Escuela Colombiana de Ingeniería. 2000, Colombia págs. 223 - 250
- 8 Rohlich, G. *et al.* Food, Fuel and Fertilizer from Organic Wastes. National Academy Press 1981 United States of America págs. 64-74.
- 9 Atkinson, B. Reactores Bioquímicos. Editorial Reverte 1986. España págs. 19- 45
- 10 Levenspiel, O. Ingeniería de las Reacciones Químicas. Editorial Reverte 2005. España págs. 55 – 78.
- 11 Calzada, J. Primer Seminario Nacional Biogás. ROCAP 1983. El Salvador págs. 34-38.
- 12 Ramalho, R. S. Tratamiento de Aguas Residuales. Editorial Reverte 1993. España págs. 547 – 549.
- 13 Fuentes, M.; Scenna, N.J.; Aguirre, P.A. 2008 “Application of two anaerobic digestion models to biofilm systems” *Biochemical Engineering Journal* Vol. 38 págs. 259 - 269

-
- 14** Metcalf & Eddy. Ingeniería de las Aguas Residuales Volumen 1. McGraw Hill 1995. España págs. 484-490
- 15** Winkler, M. Tratamiento Biológico de Aguas de Desecho. Editorial Limusa. 1986 México págs. 41, 310-322.
- 16** Ferrer, J.; Seco, A. Tratamiento Biológico de Aguas Residuales. Alfaomega 2008. México págs. 97-105.
- 17** Van Lier, J. Zeeman, G. Current Trends in Anaerobic Digestion. Lettinga Associates Foundation & Wageningen University. The Netherlands, 2008.
- 18** Shuler, M.; Kargi, F. Bioprocess Engineering. Prentice Hall 2002, 2da Edición. Estados Unidos, págs. 120-133
- 19** Droste, R. L. Anaerobic Water Treatment. Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment. 1997, págs. 623-664.
- 20** Zegers, Frank. Microbiología. Universidad Agrícola de Wagenigen. Holanda 1990.
- 21** Vullo, Di. Microorganismos y Metales Pesados: Una Interacción en Beneficio del Medio Ambiente. Revista Química Viva, Volumen 2, #3. Argentina 2003.
- 22** Eaton, A.; Clesceri, L.; Greenberg, A. Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater. APHA, AWWA, WEF, 19th edition. EEUU 1995.
- 23** Couper, James. Penney, Roy. Fair, James. Walas, Stanley. Chemical Process Equipment. Gulf Professional Publishing. 2nd edition. EEUU 2005.
- 24** Montesinos, Juan José. Diseño y Construcción de un Intercambiador de Calor para el Biodigestor a Escala Piloto y Control de las Condiciones de Temperatura. Tesis de Grado. Universidad San Francisco de Quito. Ecuador 2009.
- 25** Naparaju, P. L. N. and Rintala, J. A. “Thermophilic Anaerobic Digestion of Industrial Orange Waste”, *Environmental Technology* 2006, 27: Vol 6, págs. 623 — 633
- 26** Sh. Karaj , T. Rehl, H. Leis, J. Müller. “Analysis of biomass residues potential for electrical energy generation in Albania” *Renewable and Sustainable Energy Reviews* 2010. Vol 14, págs 493-499.

27 Barbera, Savino. Corrosion Resistant Plastic Centrifugal Pumps Catalog. Savino Barbera SNC. Italia 2010.

28 “Compresores de aire, generadores, bombas de vacio.” *Piisa*. Web. 7 de Marzo, 2010.
<[http://www.piisa.com.mx/Compresor de Aire Libre de Aceite 0.5HP 115 VAC 7.0 PCM_1242.htm?sessionid=88097748398883561/COMPRESORES](http://www.piisa.com.mx/Compresor_de_Aire_Libre_de_Aceite_0.5HP_115_VAC_7.0_PCM_1242.htm?sessionid=88097748398883561/COMPRESORES)>

29 “Tank Mixers for Chemical Process” *Cleveland Eastern Mixers*. Web. 10 Abril 2010.
<<http://www.clevelandmixer.com/products/portable-mixers/fixed-mount-open-tank/default.html>>