



**UNIVERSIDAD SAN FRANCISCO DE QUITO**

**Estudio de la Generación de Biogás y Fertilizante Orgánico Utilizando  
Desechos Orgánicos**

**Diego Andrés Regalado Yépez**

Tesis de grado presentada como requisito para la obtención  
del título de ingeniería ambiental

Quito

Mayo de 2009

**Universidad San Francisco de Quito  
Colegio de Ciencias Biológicas y Ambientales**

**HOJA DE APROBACIÓN DE TESIS**

**Estudio de la Generación de Biogás y Fertilizante Orgánico Utilizando  
Desechos Orgánicos**

**Diego Andrés Regalado Yépez**

Gertrud Daniela Almeida Streitwieser, Dr.-Ing.  
Directora de la Tesis

\_\_\_\_\_

Gertrud Daniela Almeida Streitwieser, Dr.-Ing.  
Miembro del Comité de Tesis

\_\_\_\_\_

Ródney Peñafiel Ayala, Dr.-Ing  
Miembro del Comité de Tesis

\_\_\_\_\_

Valeria de Lourdes Ochoa Herrera, PhD  
Miembro del Comité de Tesis

\_\_\_\_\_

Stella de la Torre, PhD  
Decana del Colegio de Ciencias  
Biológicas y Ambientales

\_\_\_\_\_

Quito

Mayo de 2009

© Derechos de Autor  
Diego Andrés Regalado Yépez  
2009

## RESUMEN

Este estudio de generación de biogás y fertilizante orgánico utilizando desechos orgánicos utiliza la tecnología de la descomposición anaeróbica de compuestos orgánicos a baja concentración en el tratamiento de desechos orgánicos sólidos generados en el sector agrícola. Para realizar este tratamiento se diluye los desechos orgánicos en agua y se opera el reactor en fase líquida bajo condiciones anaeróbicas. En la primera parte del estudio se analiza los parámetros de control en un reactor automático de escala laboratorio. Este reactor se opera por el lapso de cuatro meses con el fin de describir el comportamiento de un reactor anaeróbico convencional en sus fases de llenado, arranque, estabilización y optimización. En la segunda parte del estudio se compara la capacidad de generación de biogás y la capacidad de estabilización de desechos orgánicos, en reactores tipo botellón, para diferentes mezclas de desechos. En las mezclas se utiliza una proporción definida de desechos orgánicos con estiércol vacuno. En estos reactores se compara la capacidad de generación de biogás y estabilización de desechos orgánicos entre reactores que se alimentan con estiércoles aviares versus un reactor que se alimenta con estiércol vacuno. En el reactor automático se consiguió generar 120 l de biogás para una carga total de 0.24 kg de DQO en la alimentación. Lo que equivale a una generación de  $0.30 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}$  alimentado por día. Para los reactores de botellón, el desecho de codorniz y el de gallina generaron 735 atm (50 psi) y el desecho de vaca generó únicamente 220 atm (15 psi).

## ABSTRACT

The study of the production of biogas and organic fertilizer using organic wastes uses anaerobic decomposition of organic compounds in low concentration for the treatment of organic solid wastes generated in agricultural activities. To carry out this treatment, the organic wastes are diluted in water and the reactor is operated in liquid phase under anaerobic conditions. In the first part of the study, the operational parameters are analyzed in a lab scale reactor with automatic control. This reactor is operated for four months with the purpose of describing the behaviour of the conventional anaerobic reactor in its filling, start up, stabilization and optimization stages. In the second part of the study, the biogas generation capacity and the organic wastes stabilization is compared in bottled reactors for different organic mixtures. A defined organic wastes proportion with manure is used. The biogas generation and organic wastes stabilization capacity is compared for different mixtures of cow manure and bird wastes. The automatic reactor generated 120 l of biogas for a total load of 0.24 kg of organic load in the feed. This is equivalent to  $0.30 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg COD}$  fed per day. For the bottled reactors, the poultry wastes, quail and chicken, generated 50 psi (735 atm) of pressure, and the cow wastes generated only 15 psi (220 atm) of pressure.

## INDICE GENERAL

<b>RESUMEN.....</b>	<b>IV</b>
<b>ABSTRACT .....</b>	<b>V</b>
<b>INDICE GENERAL.....</b>	<b>VI</b>
<b>INDICE DE FIGURAS.....</b>	<b>VIII</b>
<b>INDICE DE TABLAS.....</b>	<b>IX</b>
<b>1. INTRODUCCIÓN.....</b>	<b>1</b>
1.1. ANTECEDENTES .....	1
1.2. OBJETIVOS .....	3
<b>2. MARCO TEÓRICO .....</b>	<b>4</b>
2.1. DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	4
2.1.1. Disponibilidad de nutrientes para digestión bacteriana .....	9
2.1.2. Metabolismo bacteriano en un biodigestor anaeróbico .....	12
2.2. BIODIGESTORES .....	13
2.2.1. Reactor para tratamiento anaeróbico convencional .....	14
2.2.2. Reactor anaeróbico de contacto.....	16
2.2.3. Reactor de lecho de lodo de flujo ascendente.....	17
2.2.4. Reactor de estrato fijo .....	19
2.2.5. Reactor para tratamiento anaerobio en dos etapas .....	25
2.3. DESECHOS COMO MATERIA PRIMA EN PROCESOS DE DIGESTIÓN ANAERÓBICA .....	26
2.4. PARÁMETROS DE OPERACIÓN .....	28
2.4.1. Temperatura .....	28
2.4.2. pH.....	29
2.4.3. Mezclado.....	30
2.4.4. Control de amoníaco y sulfuros.....	30
2.4.5. Requerimientos nutricionales .....	33
2.4.6. Tiempo de retención hidráulico y reducción de la carga orgánica.....	34
2.5. POTENCIAL DE GENERACIÓN DE METANO (BIOGÁS).....	36
2.6. POTENCIAL DE REUTILIZACIÓN DE LOS LODOS COMO FERTILIZANTE ORGÁNICO .....	38
<b>3. METODOLOGÍA .....</b>	<b>40</b>
3.1. PROCESO DE DIGESTIÓN ANAEROBIA.....	40
3.2. DETERMINACIÓN DE DQO TOTAL EN LAS MUESTRAS.....	42
3.3. DETERMINACIÓN DEL NITRÓGENO TOTAL EN LAS MUESTRAS .....	43
3.4. ANÁLISIS DE MUESTRAS .....	44
3.5. DISEÑO Y CONSTRUCCIÓN DE REACTORES ESCALA LABORATORIO.....	44
3.6. FASES DE OPERACIÓN DE LOS BIODIGESTORES.....	47

3.6.1.	<i>Llenado de los reactores</i> .....	47
3.6.2.	<i>Arranque de los reactores</i> .....	48
3.6.3.	<i>Estabilización de los reactores</i> .....	49
3.6.4.	<i>Optimización de los reactores</i> .....	50
3.7.	OPERACIÓN DEL REACTOR AUTOMÁTICO .....	50
3.8.	OPERACIÓN DE LOS REACTORES DE BOTELLÓN DE 2.6 L.....	51
3.9.	DETERMINACIÓN DEL POTENCIAL ENERGÉTICO Y POTENCIAL DE FERTILIZACIÓN .....	52
<b>4.</b>	<b>RESULTADOS Y DISCUSIÓN</b> .....	<b>53</b>
4.1.	OPERACIÓN DEL REACTOR AUTOMÁTICO .....	53
4.2.	OPERACIÓN DE LOS REACTORES DE BOTELLÓN DE 2.6 L.....	66
<b>5.</b>	<b>CONCLUSIONES</b> .....	<b>77</b>
<b>6.</b>	<b>RECOMENDACIONES</b> .....	<b>80</b>
<b>7.</b>	<b>BIBLIOGRAFÍA</b> .....	<b>82</b>
<b>ANEXO 1</b>	.....	<b>86</b>



## INDICE DE FIGURAS

<i>Fig 2.1. Descomposición anaeróbica de materia orgánica (4)</i> .....	5
<i>Fig 2.2. Digestor convencional (6)</i> .....	15
<i>Fig 2.3. Digestor anaeróbico con recicló (6)</i> .....	16
<i>Fig 2.4. Reactor de lecho de lodo de flujo ascendente (6)</i> .....	18
<i>Fig 2.5 Reactor de estrato fijo de flujo ascendente (6)</i> .....	21
<i>Fig 2.6. Reactor de estrato fijo de flujo descendente (6)</i> .....	22
<i>Fig 2.7. Reactor de estrato fluidizado (6)</i> .....	24
<i>Fig 2.8. Concentración relativa de amonio y amoníaco versus pH (24)</i> .....	31
<i>Fig 3.1 Diagrama de procesos de digestor anaerobio de desechos orgánicos</i> .....	41
<i>Fig 3.2 Reactor Automático 3.0 l (Cole-Parmer)</i> .....	45
<i>Fig 3.3 Diseño de reactores de botellón 2.6 l</i> .....	46
<i>Fig 3.4 Reactores de botellón 2.6 l en funcionamiento</i> .....	46
<i>Fig 4.1. Variación de la temperatura con respecto al tiempo de operación</i> .....	54
<i>Fig 4.2. Variación del pH con respecto al tiempo de operación</i> .....	55
<i>Fig 4.3. Variación de la agitación con respecto al tiempo de operación</i> .....	56
<i>Fig 4.4. Variación de la alimentación volumétrica con respecto al tiempo de operación (promedio semanal)</i> .....	57
<i>Fig 4.5. Variación de la carga orgánica diaria alimentada con respecto al tiempo de operación</i> .....	58
<i>Fig 4.6. Variación del tiempo de residencia hidráulico (TRH) con respecto al tiempo de operación (promedio semanal)</i> .....	59
<i>Fig 4.7. Variación del consumo de NaOH diario con respecto al tiempo de operación (promedio semanal)</i> .....	60
<i>Fig 4.8. Variación de la generación de gas por día con respecto al tiempo (promedio semanal)</i> .....	61
<i>Fig 4.9. Generación acumulada de gas y carga alimentada acumulada con respecto al tiempo de operación</i> .....	62
<i>Fig 4.10. Demanda química de oxígeno del reactor con respecto al tiempo de operación</i> .....	63
<i>Fig 4.11. Contenido de sólidos totales y sólidos orgánicos volátiles en el biol con respecto al tiempo (g totales = g líquido + g sólidos)</i> .....	65
<i>Fig 4.12. Unidades Formadoras de Colonias de Coniformes Totales Para el Biol del 09-Dic-2008</i> .....	65
<i>Fig 4.13. Variación de la temperatura de los botellones con respecto al tiempo de operación</i> .....	68
<i>Fig 4.14. Variación del pH de los botellones con respecto al tiempo de operación</i> .....	70
<i>Fig 4.15. Variación de los sólidos totales de los botellones con respecto al tiempo de operación</i> .....	71
<i>Fig 4.16. Variación de los sólidos orgánicos totales de los botellones con respecto al tiempo de operación</i> .....	72
<i>Fig 4.17. Presión acumulada normalizada a 25°C con respecto al tiempo de operación</i> .....	74
<i>Fig 4.18. Demanda química de oxígeno de los botellones con respecto al tiempo de operación</i> .....	75

## INDICE DE TABLAS

<i>Tabla 2.1. Parámetros operativos para reactores anaeróbicos.....</i>	<i>26</i>
<i>Tabla 2.2. Reacciones acetogénicas, metanogénicas y sulfato reductoras involucradas en la degradación de material orgánica en biorreactores (26).....</i>	<i>33</i>
<i>Tabla 3.1. Procesos descritos en el diagrama de procesos de digestor anaerobio de desechos orgánicos.....</i>	<i>41</i>
<i>Tabla 4.1. Cálculo del coeficiente de generación de metano en base al balance de masa.....</i>	<i>64</i>
<i>Tabla 4.2. Composición de la mezcla de arranque reactores de botellón de 2.6 l.....</i>	<i>67</i>
<i>Tabla 4.3. Composición de la alimentación para los reactores de botellón de 2.6 l durante el tiempo de.....</i>	<i>67</i>
<i>Tabla 4.4. Condiciones de pH en los reactores de botellón de 2.6 l.....</i>	<i>69</i>
<i>Tabla 4.5. Condiciones de sólidos totales en los reactores de botellón de 2.6 l.....</i>	<i>70</i>
<i>Tabla 4.6. Condiciones de sólidos orgánicos totales en los reactores de botellón de 2.6 l.....</i>	<i>71</i>

# 1. Introducción

## *1.1. Antecedentes*

Con el fin de procurarse su alimento y vivienda, nuestros antepasados talaron y quemaron bosques con el fin de limpiar el suelo y cultivarlo, atraer animales silvestres para darles caza, y para obtener madera para combustible, construcción de refugios y fabricación de las herramientas necesarias en las labores de supervivencia. Éstas han sido prácticas comunes desde hace de miles de años. Pero, desde la última mitad del siglo XV se ha presentado un aumento considerable de la población mundial. Este aumento en la población introdujo nuevas condiciones de vida, que para ser satisfechas requieren del uso de grandes cantidades de vivienda, transporte, herramientas y alimento. Para poder cumplir con estas nuevas necesidades y condiciones de vida, el hombre de hoy utiliza grandes cantidades de combustible y genera también grandes cantidades de desecho. Esto ha provocado un desequilibrio en los patrones climáticos de la Tierra creando un fenómeno que hoy se conoce como cambio climático. La alternativa para hacer frente a este fenómeno mundial se le ha denominado desarrollo sustentable (1). Bajo el concepto de este nuevo desarrollo se encuentra enmarcado este estudio de una nueva energía conocida como biodigestión anaeróbica.

Nuestro país no se ha librado de esta tendencia mundial, pues es altamente dependiente de los combustibles fósiles. El sector agrícola, tanto tradicional como industrial no son la excepción de esta tendencia. Es importante indicar que el uso de este tipo de tecnología involucra impactos ambientales y sociales negativos significativos asociados a la manipulación, transporte, almacenamiento y combustión de estos combustibles. Estos combustibles son altamente inflamables, expiden gases tóxicos y cuando ocurren derrames son contaminantes muy recalcitrantes en el suelo. A todas estas características negativas, se le debe sumar el hecho de que los combustibles fósiles son no renovables. Por lo tanto, el uso de estos para la generación de energía debe estar limitado a actividades que no puedan ser cubiertas por otro tipo de energías, más limpias, seguras y renovables (2).

Si bien las características energéticas son importantes, bajo una perspectiva sustentable es indispensable una mejora ambiental paralela al desarrollo económico. En el sector agrícola se generan grandes cantidades de desechos orgánicos, los cuales son depositados en vertederos como método de manejo ambiental. Esto acarrea dos inconvenientes, la utilización de grandes áreas para depositar toda esta cantidad de desechos y la consecuente generación de metano, característico de este tipo de vertederos. Las dos condiciones afectan el nivel de vida de los pobladores, pues se reducen las zonas de suelo útiles y se generan grandes cantidades de gas de efecto invernadero (2).

Como medida de solución ante esta problemática se plantea el uso de la biodigestión anaeróbica como solución sustentable en zonas rurales. Esta tecnología utiliza un proceso microbiológico de degradación de grandes cadenas de carbono hasta formas elementales como son el metano y el dióxido de carbono. Para que esto ocurra, se debe proporcionar las condiciones adecuadas de temperatura, alcalinidad, nutrientes, agua, entre otros, de tal forma que los microorganismos metanogénicos puedan desarrollarse en forma plena. Cuando esto ocurre, los microorganismos producen suficiente cantidad de biogás para poder generar energía eléctrica y energía calórica en suficiente cantidad para abastecer las necesidades de las plantas industriales o para abastecer de energía eléctrica a pequeñas comunidades rurales (3).

Se conocen una gran variedad de tecnologías que utilizan la digestión anaeróbica en la actualidad las cuales serán presentadas posteriormente. En este estudio se utiliza el reactor para tratamiento convencional ya que permite analizar una serie de parámetros de control de operación, como son: temperatura, agitación, pH, tiempo de residencia hidráulico, volumen de alimentación, carga orgánica, consumo de solución amortiguadora, sólidos totales, sólidos orgánicos totales, generación de biogás y volumen de líquido digerido (biol) extraído del reactor (3). Se ha decidido hacer este estudio a escala laboratorio porque se desea analizar todos los parámetros antes descritos e identificar los efectos de cada uno de ellos en el desempeño del reactor a lo largo del tiempo de operación, y al hacerlo a esta escala se reduce el tiempo de estudio y el costo total. Los datos de este proceso podrán ser comparados luego con datos de otro tipo de reactores y ser utilizados para implementar reactores de mayor escala que basen su

diseño en los datos obtenidos en este experimento. De esta forma se quiere reducir la incertidumbre de estos sistemas y de esta forma promover la inversión privada en los mismos.

## ***1.2. Objetivos***

El objetivo principal de este estudio es determinar la factibilidad del uso de un reactor anaeróbico de mezcla continua como método de digestión de desechos sólidos orgánicos diluidos en agua.

Los objetivos específicos de este estudio son:

- Determinar el coeficiente de generación de biogás con respecto a la cantidad de materia orgánica consumida por día para un reactor de anaeróbico de mezcla continua con control automático de temperatura y pH.
- Comparar la generación de biogás utilizando mezclas de estiércol de vaca, de codorniz y de gallina con desechos orgánicos como alimento de los reactores de botellón.
- Estudiar la capacidad de reducción de carga orgánica en un reactor anaeróbico de mezcla continua para diferentes regímenes de alimentación.
- Determinar el consumo de hidróxido de sodio como sustancia de regulación del pH con respecto a la carga orgánica alimentada al reactor.
- Indicar las condiciones de operación del reactor durante el tiempo de operación.
- Determinar la cantidad y calidad del líquido digerido producido en el reactor automático y en los reactores de botellón.

## 2. Marco teórico

La digestión anaerobia es uno de los procesos más antiguos empleados en la estabilización de lodos (3). En este proceso se produce la descomposición de la materia orgánica e inorgánica en ausencia de oxígeno molecular. Sus principales aplicaciones han sido, y siguen siendo hoy en día, la estabilización de lodos concentrados producidos en el tratamiento del agua residual y de determinados residuos industriales. Sin embargo, se ha demostrado que los residuos orgánicos diluidos también se pueden tratar anaeróbicamente (3). Esto significa que la fracción orgánica biodegradable de los residuos sólidos urbanos y los residuos agroindustriales pueden ser diluidos en agua, tratados anaeróbicamente y estabilizados con este proceso asociado a las aguas residuales urbanas. La dilución en agua es importante porque facilita las condiciones de transporte de masa y acceso a los nutrientes por parte de las bacterias (3). En el proceso de digestión anaerobia, la materia orgánica contenida en la mezcla de lodos primarios y biológicos (alimentación del reactor) se convierte biológicamente, bajo condiciones anaerobias, en metano ( $\text{CH}_4$ ) y en dióxido de carbono ( $\text{CO}_2$ ), esta mezcla de gases es conocida como biogás. El proceso se lleva a cabo en un reactor completamente hermético. Los lodos se introducen en el reactor de forma continua o intermitente, y permanecen en su interior durante períodos de tiempo variables. Los lodos estabilizados (biol) que se extrae del proceso, tiene un bajo contenido en materia orgánica y agentes patógenos, y es poco biodegradable (3). Para entender como sucede la descomposición de la materia orgánica en metano y dióxido de carbono se debe primero comprender la microbiología del proceso. Además, es importante indicar que existen varios reactores que utilizados en la descomposición de lodos. Las ventajas y desventajas que ofrece cada uno de estos reactores para el manejo de cada variable de control, se describen y analizan a continuación.

### 2.1. Digestión anaerobia

La digestión anaeróbica involucra un complejo consorcio de microorganismos. Toerin (4) sugiere que el proceso bioquímico, así como las especies microbiológicas involucradas, pueden ser divididas en tres categorías: hidrólisis, acetogénesis y metanogénesis. En el primer paso del proceso la transformación de los compuestos de alto peso molecular en compuestos que

puedan servir como fuentes de energía y de carbono celular se da por vía enzimática. El segundo paso implica la conversión bacteriana de los compuestos producidos en la primera etapa en compuestos intermedios identificables de menor peso molecular. El tercer paso supone la conversión bacteriana de los compuestos intermedios en productos finales más simples ( $\text{CH}_4$ ,  $\text{CO}_2$ ) (3). A continuación, en la Fig 2.1, se explica en detalle cada paso de la descomposición anaeróbica de la materia orgánica.

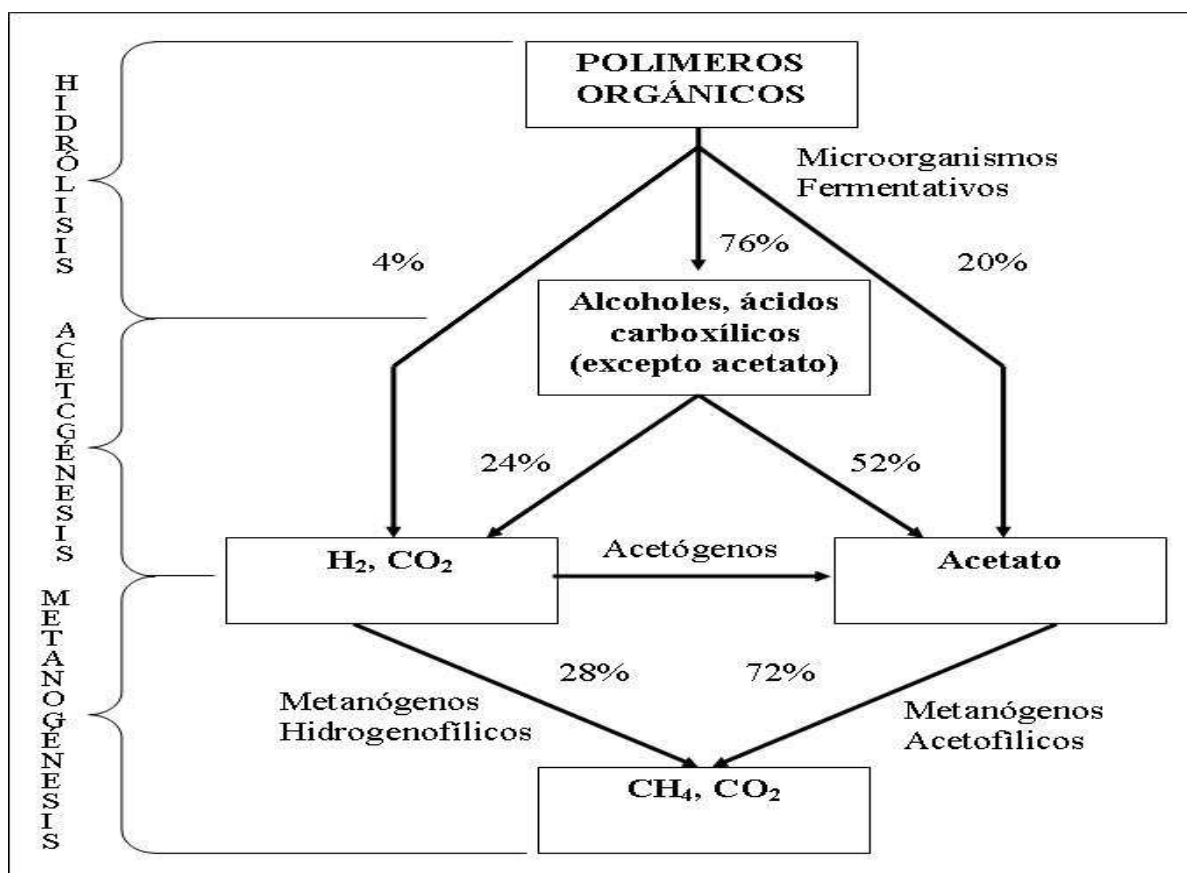


Fig 2.1. Descomposición anaeróbica de materia orgánica (4)

### Hidrólisis

Las moléculas grandes y los sólidos suspendidos no pueden ser metabolizados directamente por anaerobios. Cuando sus concentraciones son significativas, las reacciones de hidrólisis se convierten en una etapa muy importante dentro del metabolismo anaerobio. Por lo tanto, la hidrólisis es el rompimiento de moléculas grandes y complejas, sean solubles o insolubles, en moléculas más pequeñas que puedan ser transportadas dentro de la célula y metabolizadas por

la misma. Para cumplir esta misión se utilizan enzimas extracelulares asociadas con los microorganismos fermentativos primarios (5). Hay un expendio de energía en las reacciones de hidrólisis, la cual es obtenida del catabolismo de las moléculas pequeñas resultado de la hidrólisis. El catabolismo es la ruptura de moléculas de mayor tamaño por parte de la célula con el fin de liberar energía y materia prima para los procesos anabólicos (5). Es importante resaltar el hecho de que los organismos fermentativos responsables para este paso no forman metano. Forman compuestos intermedios como alcoholes, ácidos carboxílicos, ácido acético,  $\text{CO}_2$  y  $\text{H}_2$  (6).

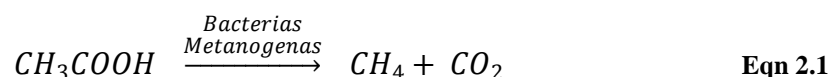
#### *Acetogénesis y formación de ácido*

Los microorganismos de la fase de hidrólisis transforman moléculas grandes y no digeribles en compuestos intermedios que pueden ser aprovechados por los microorganismos de esta fase. Estos compuestos, conocidos como compuestos intermedios, son fermentados en ácidos orgánicos, otros compuestos de bajo peso molecular, hidrógeno y dióxido de carbón. De todos estos, el principal producto de esta fermentación es el ácido acético (6). Como se muestra en la figura 2.1., la degradación microbiológica de los productos de la hidrólisis es acompañada por una producción significativa de hidrógeno. Las bacterias que producen ácido acético e hidrógeno son llamadas bacterias acetogénicas. Otras bacterias generadoras de ácido forman ácido butírico y ácido propiónico, así como otros compuestos de bajo peso molecular. Estos microorganismos son relativamente fuertes y pueden tolerar un amplio rango de condiciones ambientales. Los formadores de ácido tienen un pH óptimo entre 5 y 6. Los digestores son operados normalmente a pH 7, pero sus tasas metabólicas a este pH siguen siendo favorables comparadas con los formadores de metano, los cuales son los responsables finales de la conversión de material orgánico en metano. Sin la operación adecuada del proceso, particularmente del control de pH, los formadores de ácido pueden crear condiciones altamente desfavorables para los formadores de metano (6).

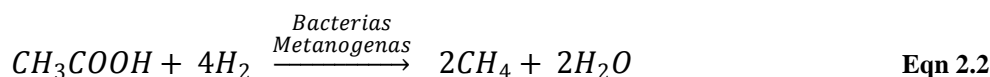


### Metanogénesis

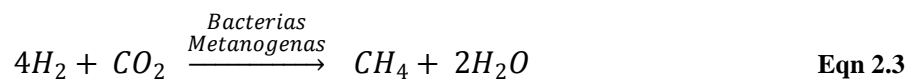
La formación de metano, que es el producto final de la digestión anaeróbica, ocurre por dos rutas principales. La primera ruta es la fermentación del mayor producto de la fase de formación de ácido, el ácido acético, en metano y dióxido de carbono. Las bacterias que utilizan ácido acético son bacterias acetoclásticas o también llamadas bacterias acetoflicas (6). La reacción general es:



La segunda ruta parte del ácido acético e hidrógeno y está basada en consideraciones termodinámicas y en datos experimentales realizadas por Droste (6), quien propuso la siguiente reacción para la conversión de ácido acético en metano:



La ecuación 2.1 y la ecuación 2.2 representan dos rutas metabólicas para la formación de  $CH_4$  por medio de dos géneros de bacterias: *Methanoscaryna* y *Methanosaeta*. Los acetoclastos metanógenos más comunes en reactores que tratan desechos con alto contenido de ácidos grasos volátiles son de los géneros descritos previamente. *Methanoscaryna* spp. son bacterias coloides con tiempos de duplicaciones cercanos a 1.5 días, y *Methanosaeta* spp. son vibrios que a veces crecen como largos filamentos con tiempos de duplicación cercanos a 4 días (7). Estos tiempos de duplicación ocurren bajo condiciones óptimas para los formadores de metano. Los vibrios son bacilos (bacterias) irregulares con un extremo ensanchado, parecido a una coma en forma de cortos bastones encorvados (6). Aunque *Methanosaeta* spp. crecen más lento, son frecuentemente el género dominante ya que se adaptan mejor a este medio porque son acetato estrictos. En cambio, las bacterias *Methanoscaryna* son capaces de utilizar el hidrógeno para reducir el dióxido de carbono a metano, (metanógenos hidrogenoflicos) (8), con una reacción general (6):



Debido a esto, es importante indicar que existe una relación sinérgica entre los productores de hidrógeno (acetógenos hidrogenadoras) y los limpiadores de hidrógeno (metanógenos hidrogenofílicos). Cambios sutiles en las condiciones del hidrógeno pueden cambiar los productos finales de la fase formadora de ácido. Además, mientras crece la presión parcial del hidrógeno, la oxidación del hidrógeno se hace termodinámicamente más favorable que la degradación de acetato por lo que la producción de acetato se incrementa. La degradación de alcohol también se inhibe debido a altos niveles de hidrógeno. Cabe destacar que la generación neta de hidrógeno de las dos fases es muy baja, pero es un importante intermediario en el proceso metabólico (9).

Debido a lo expuesto anteriormente, Droste (6) recomienda que la presión parcial del hidrógeno esté debajo de  $10^{-4}$  atm (equivalente a una solución  $10^{-8}$  M) para estabilidad y buen desempeño en sistemas anaeróbicos. A estos niveles de hidrógeno se asegura una producción continua de ácido acético a partir del influjo y de los orgánicos intermediarios y la capacidad de utilización de acetato no se inhibe (6). Estas recomendaciones están basadas en consideraciones termodinámicas y la suposición de equilibrio entre el hidrógeno líquido y el gaseoso. El equilibrio entre la fase líquida y la fase gaseosa no se alcanza, ni siquiera en reactores activos (que están produciendo metano). Concentraciones del hidrógeno en el líquido son mayores que el valor de equilibrio debido a limitaciones a la transferencia de masa (10).

Finalmente, se debe indicar que los formadores de metano son mucho más exigentes en sus requerimientos ambientales que los formadores de ácido. Sus tasas metabólicas son menores que las tasas metabólicas de los formadores de ácido, entonces la producción de metano es el paso limitante en la digestión anaeróbica. El pH óptimo para formadores de metano es de alrededor de 7.0 y su actividad decae a valores muy bajos cuando el pH cae fuera del rango entre 6.0 y 8.0 (6).

La inhibición de los metanógenos por pH ácido puede ocasionar condiciones de deterioro de los lodos. Entendiéndose como deterioro a la incapacidad del sistema para degradar los productos intermedios en productos finales. En otras palabras, los formadores de metano no pueden remover ácidos orgánicos producidos en las etapas iniciales del metabolismo, mientras los formadores de ácido continúan su producción de ácido. Esto adiciona mayor estrés ambiental a los formadores de metano. El proceso se auto satura, con su consecuente incapacidad para remover el material orgánico. Sin embargo, hay medidas que se pueden tomar para evitar esta situación, como la adición de oxígeno al sistema para promover el crecimiento de microorganismos fermentativos (hidrolíticos) (6).

### **2.1.1. Disponibilidad de nutrientes para digestión bacteriana**

Para que un microorganismo se mantenga reproduciendo y funcione adecuadamente, debe tener acceso a fuentes de energía, a carbono para la síntesis de nuevo material celular y a elementos inorgánicos como nitrógeno, fósforo, azufre, potasio, calcio y magnesio. También son requeridos nutrientes orgánicos o también conocidos como factores de crecimiento para la síntesis celular (11). A continuación se presentarán las fuentes de carbono, de energía y otros nutrientes necesarios para el crecimiento celular.

#### *Fuentes de Carbono*

Los microorganismos obtienen su carbón para el crecimiento celular principalmente a partir de dos fuentes: materia orgánica o dióxido de carbono. Los organismos que utilizan carbón orgánico para la formación de nueva biomasa son llamados heterótrofos, mientras que los organismos que utilizan dióxido de carbono son llamados autótrofos. La conversión de dióxido de carbono en compuestos de carbón celular requiere de un proceso de reducción, el cual requiere la adición de energía. Los organismos autotróficos deben entonces gastar más de su energía para síntesis que los heterótrofos, resultando en tasas de crecimiento y producción celular más bajas (12).

### *Fuentes de Energía*

La energía necesaria para síntesis celular puede ser entregada por la luz o por reacciones químicas de oxidación. Cuando la energía es obtenida de la segunda forma, las bacterias pueden oxidar compuestos orgánicos e inorgánicos para ganar energía. Los organismos que derivan su energía de reacciones químicas son conocidos como quimiotrofos. Estos organismos pueden ser heterotróficos o autotróficos. De esta forma, se tiene que los organismos quimioautótrofos obtienen energía de la oxidación de compuestos inorgánicos reducidos como amonio, nitritos, hierro ferroso y sulfuros. Por otro lado, los quimioheterótrofos usualmente obtienen su energía de la oxidación de compuestos orgánicos (12).

La característica más importante de las reacciones químicas productoras de energía de los quimiotrofos es que son reacciones redox (oxido-reducción) que involucran la transferencia de electrones de donador hacia un aceptor de electrones, donde el donador de electrones es oxidado y el aceptor de electrones es reducido. Tanto los donadores de electrones como los aceptores pueden ser compuestos orgánicos o inorgánicos, dependiendo del microorganismo. Otra característica importante es que el aceptor de electrones puede estar disponible dentro de la célula durante el metabolismo (metabolismo endógeno) o puede ser obtenido fuera de la célula (metabolismo exógeno). En el metabolismo exógeno, existen organismos que generan energía con enzimas como medio de transporte de electrones. Se dice que estos organismos tienen un metabolismo respiratorio. Por otra parte, el uso de un aceptor de electrones interno es denominado metabolismo fermentativo y es menos eficiente energéticamente que la respiración. Organismos heterotróficos que son estrictamente fermentativos (p.e. metanógenos) se caracterizan por las bajas tasas de crecimiento y menor producción de células en comparación con heterótrofos respiradores (12).

Una vez descritos los tipos de respiración celular y la forma en la que los organismos obtienen energía se debe indicar que las condiciones del medio influyen en el tipo de respiración celular. Por un lado está la respiración aeróbica, que utiliza el oxígeno como aceptor de electrones. Las reacciones que involucran otros aceptores de electrones se consideran anaeróbicas. Pero no siempre se tiene condiciones ideales, por ejemplo el término anóxico es utilizado para dis-

tinguir el uso de nitrato como aceptor de electrones bajo condiciones de ausencia de oxígeno. Bajo estas condiciones ocurre la reducción de nitrito o nitrato a nitrógeno gaseoso y esto se conoce como denitrificación biológica. Por lo tanto, los organismos que solo pueden satisfacer sus necesidades energéticas con oxígeno son llamados microorganismos aerobios estrictos (como los seres humanos). Sin embargo, algunas bacterias pueden utilizar oxígeno o nitrito/nitrato como aceptor de electrones cuando no hay oxígeno disponible y son llamadas bacterias aeróbicas facultativas (12).

Los organismos que generan energía por fermentación y que pueden existir únicamente en un medio que está desprovisto de oxígeno se conocen como anaerobios obligados o estrictos (como los metanógenos). Pero también existen anaerobios facultativos que tienen la habilidad de crecer tanto en la presencia como en la ausencia de oxígeno molecular y pertenecen a dos subgrupos, basados en sus habilidades metabólicas. El primer grupo son los aerobios facultativos verdaderos que pueden cambiar de metabolismo fermentativo a metabolismo respiratorio, dependiendo de la presencia o no de oxígeno molecular. El segundo grupo son los anaerobios aerotolerantes, los cuales presentan un metabolismo estrictamente fermentativo, pero son relativamente insensibles a la presencia de oxígeno molecular (12). De esta forma quedan categorizados los grupos bacterianos existentes en base a la forma en la que obtienen energía.

#### *Nutrientes y Requerimientos de los Factores de Crecimiento*

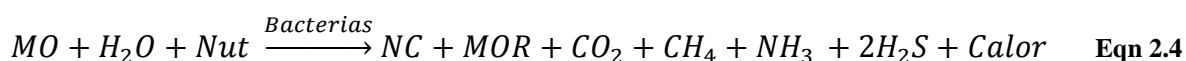
Si bien el carbono es el nutriente más importante para el crecimiento bacteriano, la ausencia de nutrientes como el nitrógeno y el fósforo puede impedir el crecimiento bacteriano. Entre los principales nutrientes inorgánicos que necesita la célula se encuentran: N, S, P, K, Mg, Ca, Fe, Na y Cl. Nutrientes de menor importancia incluyen: Zn, Mn, Mo, Se, Co, Cu y Ni (11). Además de todos estos nutrientes inorgánicos, se requiere de nutrientes orgánicos, conocidos como factores de crecimiento. Estos son compuestos necesitados por el organismo como precursores o constituyentes del material orgánico celular. Material que no puede ser sintetizado de otras fuentes de carbón. Aunque los factores de crecimiento difieren de un organismo a otro, los principales factores de crecimiento caen en alguna de estas tres categorías:

- a) aminoácidos
- b) bases nitrogenadas (p.e. purinas y pirimidinas)
- c) vitaminas

Cabe resaltar que en la mayoría de desechos orgánicos están presentes suficientes nutrientes, salvo algunos desechos industriales, en los que puede existir la necesidad de adicionar algún nutriente al proceso (12).

### 2.1.2. Metabolismo bacteriano en un biodigestor anaeróbico

La porción biodegradable de la fracción orgánica de los residuos urbanos e industriales se puede convertir biológicamente bajo condiciones anaerobias en un gas (biogás) que contiene dióxido de carbono y metano (CH<sub>4</sub>). Esta conversión se puede representar con la siguiente ecuación (13):



En esta ecuación se indica que la materia orgánica (MO), con los nutrientes (Nut) y la presencia de agua pueden generar metano (CH<sub>4</sub>) y dióxido de carbono (CO<sub>2</sub>). Sin embargo, estos gases no son los únicos productos de esta interacción, sino que también se genera amoníaco (NH<sub>3</sub>), ácido sulfhídrico (H<sub>2</sub>S), nuevas células (NC), calor y el resto de materia orgánica no degradada o materia orgánica resistente (MOR) (13).

De esta forma, los principales productos finales son: dióxido de carbono, metano, amoníaco, sulfuro de hidrógeno y materia orgánica resistente. En la mayoría de los procesos de conversión anaerobios el dióxido de carbono y el metano constituyen más del 99% del gas total producido. La materia orgánica resistente, también conocida como lodos digeridos o biol, necesita un tratamiento posterior de estabilización como la aireación o la estabilización térmica, antes de ser evacuados o aplicados al suelo como fertilizante (6) (12).

No existe presencia de oxígeno o consumo del mismo en un proceso anaeróbico. Debido a esto, los compuestos orgánicos y el  $\text{CO}_2$  son utilizados como aceptores de electrones. A esta oxidación de los compuestos orgánicos, ricos en energía, se conoce como fermentación. En la fermentación ocurre una transferencia de electrones, la cual libera pequeñas cantidades de energía química de enlace (energía libre), que es utilizada para el crecimiento por los anaerobios. Es importante indicar que la producción de energía de los anaerobios es un séptimo de la producción de energía de los aerobios (14), lo que significa que el crecimiento de los anaerobios es más lento. Sin embargo, esto no significa que su capacidad de procesar substrato de altas concentraciones sea baja (12).

En un proceso anaerobio, la remoción de DQO es realizada por la conversión de los compuestos orgánicos en  $\text{CH}_4$ , el cual es un gas relativamente insoluble (constante de Henry de 2152 mg/l/atm 25°C (6)). Esta conversión no solo produce  $\text{CH}_4$ , sino que también va a producirse una cantidad significativa de  $\text{CO}_2$ . La producción de hidrógeno y otros gases también ocurre, pero en cantidades suficientemente pequeñas como para no considerar su volumen en la generación total de gas. Sin embargo, no se debe dejar de lado la cantidad de generación de gases como el hidrogeno y el ácido sulfhídrico por los problemas de toxicidad y operación que estos provocan en el reactor. El tratamiento anaeróbico es realizado en la conversión final de los metabolitos intermedios a metano. Si el proceso es detenido sin este último paso, el efluente contiene productos solubles de etapas intermedias del metabolismo con la misma demanda química de oxígeno que el material inicial (6).

## ***2.2. Biodigestores***

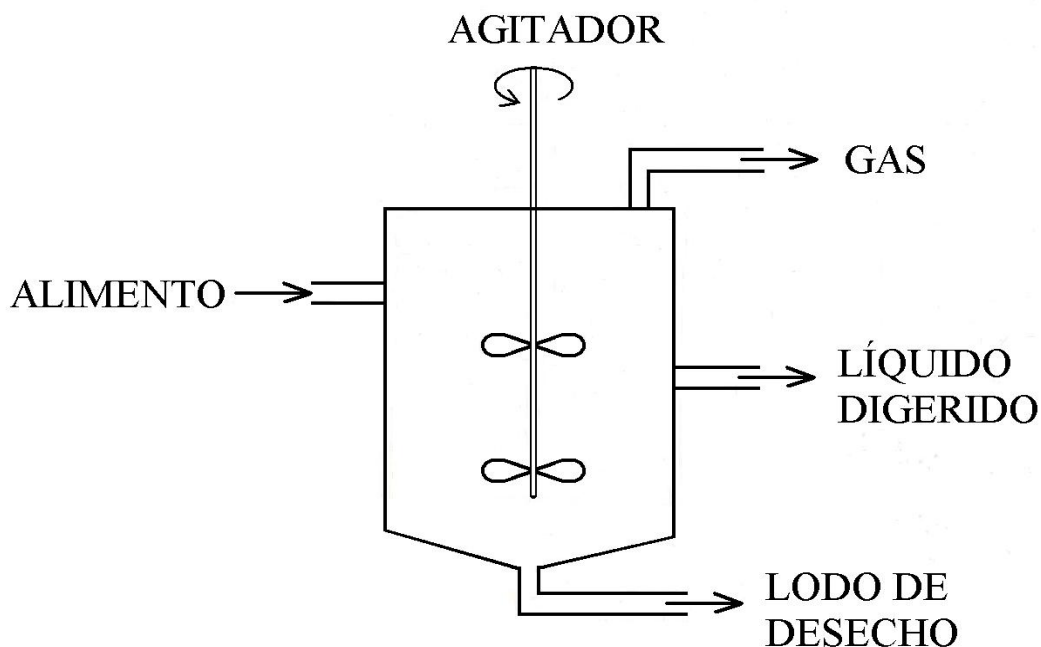
La producción de biogás fue descubierta en el siglo diecisiete después de que varios científicos observaran “gas de pantano” quemando en la superficie de pantanos. Luego descubrieron que el gas de pantano no era otra cosa que metano, como producto de la degradación biológica de materiales orgánicos. Esto se debe a que la transferencia de oxígeno de la atmósfera hacia aguas estancadas es muy baja y la concentración de materia orgánica es muy alta ocasionando condiciones anaerobias. Inclusive las algas, que también son productoras de oxígeno, son incapaces de sobrevivir en estas condiciones (6).

A pesar de que este descubrimiento fue hecho hace más de tres siglos y que los chinos lo han utilizado desde hace más de 1000 años, no fue sino hasta 1950 que se comenzó a utilizar esta tecnología para el tratamiento de lodos en aguas residuales urbanas. En los últimos años se han seguido desarrollando numerosos procesos para el tratamiento de lodos y residuos de alto contenido en materia orgánica. Debido a esto, en este documento se expondrán las principales tecnologías utilizadas actualmente, tanto para el tratamiento de aguas residuales como para el tratamiento de sólidos orgánicos disueltos (5).

### **2.2.1. Reactor para tratamiento anaeróbico convencional**

El reactor para tratamiento anaeróbico convencional consiste en un reactor de mezcla completa (CSTR) sin recirculación de lodos como se muestra en la Fig 2.2. Esto significa que el reactor posee un sistema de agitación (neumático o mecánico) que tiene como fin mantener los sólidos en suspensión. Generalmente, se incorporan agitadores mecánicos, para evitar la sedimentación de los sólidos y promover una distribución homogénea de los mismos en la fase acuosa. Debido a esta característica, en estos reactores el tiempo de retención de sólidos (SRT) es igual al tiempo de residencia hidráulico (HRT). En otras palabras, el tiempo de permanencia de una partícula sólida dentro del reactor es equivalente al tiempo de residencia de una molécula de agua. Entonces, el único método de control del SRT es la tasa de flujo de alimentación. Según la WPCF (15), la concentración de entrada de desechos orgánicos puede variar entre 15000 a 180000 mg DQO/l. Aunque lo común para estos reactores es que estos datos estén expresados en términos de sólidos suspendidos volátiles (VSS), para lo cual el mismo autor recomienda una tasa de alimentación entre 0.5 a 6.0 kg VSS/m<sup>3</sup>\*d.





**Fig 2.2.** Digestor convencional (6)

Debido a que este tipo de reactor se controla únicamente por medio de la tasa de alimentación, este debe ser lo suficientemente grande para permitir que las bacterias metanógenas actúen y degraden los desechos orgánicos alimentados. Para este tratamiento, Droste (6) recomienda que el reactor debe proveer un HRT mínimo de 10 días a 35 °C. Sin embargo, un rango de 10 a 30 días es aceptable, dependiendo del tipo de desecho y de la temperatura. Este último factor es determinante en este tipo de reactores, pues este es un sistema altamente dependiente de la temperatura. Los HRT pueden variar desde 11 hasta 4 días mínimo, para temperaturas que varían entre 18 y 40 °C (rango mesofílico), respectivamente. La fuente recomienda usar un factor de seguridad de diseño del reactor de 2.5, por lo que los HRT de diseño varían desde 10 hasta los 28 días.

Finalmente, para las condiciones operativas de este reactor Droste (6) indica que las tasas de carga no deben estar por debajo de las tasas de diseño porque es muy probable que esto resulte en un trastorno del proceso. Debido a que este reactor no incluye recirculación, insuficiente materia orgánica en la alimentación tendrá un efecto inmediato en la reducción de la carga

bacteriana en el sistema. Después, cuando se regresa a condiciones normales de carga, los acidógenos se recuperan más rápido que los metanógenos, lo cual puede resultar en una acidificación del reactor. Debido a esto, la fuente recomienda que una alimentación continua es lo más deseable para reactores convencionales (6).

### 2.2.2. Reactor anaeróbico de contacto

Los reactores anaeróbicos de contacto utilizan reactores de mezcla completa (CSTR), pero a diferencia de los reactores para tratamiento convencional estos incorporan el reciclo de lodos mediante un dispositivo de separación de sólidos para incrementar el SRT, como se puede ver en la Fig 2.3. Estos sistemas son similares a los tratamientos convencionales de lodos activados salvo el hecho de que el SRT puede ser controlado independientemente del HRT. Debido a que se incorpora reflujos de lodos en este tipo de reactor, el SRT necesario para la biomasa se mantiene similar, mientras el HRT se ve reducido considerablemente, lo que a su vez reduce el tamaño del reactor. De esta forma, un reactor más pequeño, con menor intensidad de agitación es capaz de proveer el mismo tratamiento que un reactor anaeróbico convencional sin reciclo, e incluso mejorarlo debido al incremento en el SRT y el aumento en la concentración de biomasa (6).

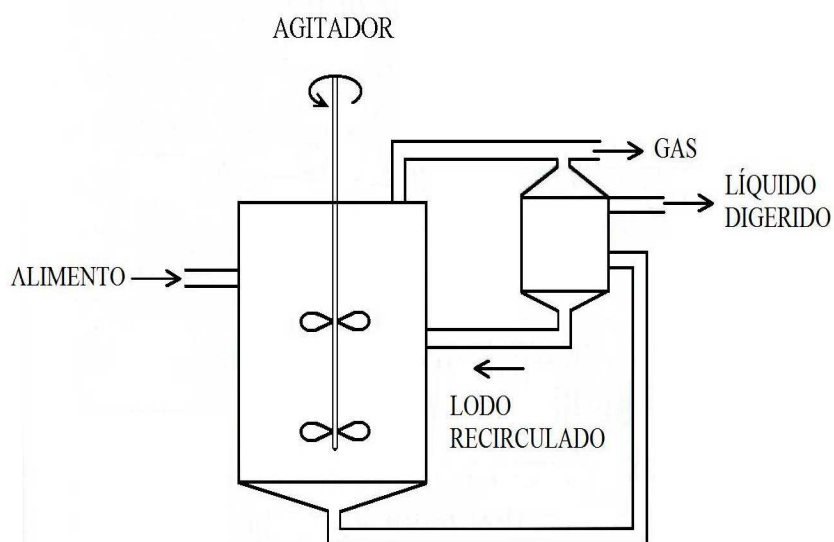


Fig 2.3. Digestor anaeróbico con reciclo (6)

Al incorporar reciclo a un reactor de mezcla completa es importante analizar la concentración de sólidos suspendidos dentro del mismo. Según indica Droste (6), la concentración de sólidos decrece proporcionalmente a la concentración de materia orgánica en el reactor. Este autor sugiere un rango de sólidos suspendidos que varía entre 10000 a 20000 mg/l. Para lograr esto, recomienda una alimentación de 2000 a 100000 mg DQO/l. Sin embargo, a pesar de estas recomendaciones, conseguir concentraciones de sólidos consistentes puede resultar problemático en lo que respecta a la calidad y cantidad de la alimentación del reactor. Por lo tanto, los procesos de lecho fijo (descritos a continuación) se hacen más atractivos debido a que no sustentan sus operaciones primarias de control en la separación de sólidos ni en el reciclo de estos (6).

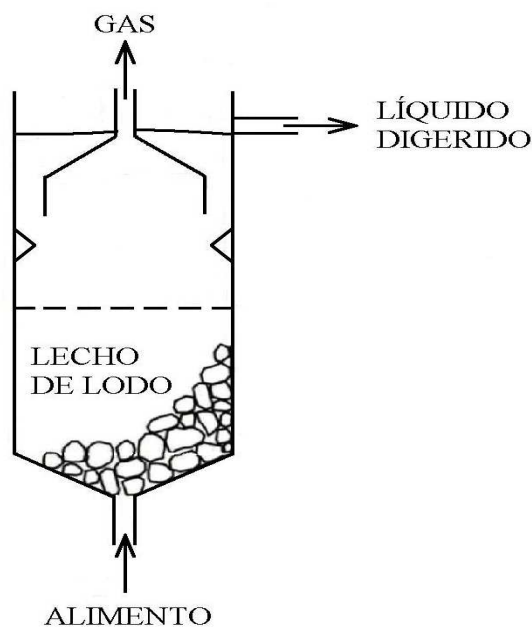
Dentro de los parámetros de diseño y operación, Droste (6) indica que los tiempos de residencia hidráulica (HRT) adecuados para este tipo de reactores varían entre 1 a 7 días dependiendo de las características del desecho y que el SRT mínimo permanece igual al de los reactores convencionales. Debido a esto, la carga más efectiva para este tipo de reactores varía de 2 a 10 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d.

### **2.2.3. Reactor de lecho de lodo de flujo ascendente**

El proceso de lecho de lodo de flujo ascendente fue desarrollado en Holanda su diseño difiere significativamente del reactor anaeróbico para tratamiento convencional. En la Fig 2.4 se puede observar que este tipo de reactor no incorpora mezclador externo ni reflujo externo, sino que basa su desempeño en el desarrollo de una densa masa de lodos en la posición inferior del reactor (6). Según Lettinga (16) la concentración de sólidos suspendidos puede llegar a 100 g VSS/l en esta zona del reactor. Para el funcionamiento de este reactor se debe alimentar el desecho por la base del reactor, donde el desecho es degradado a CH<sub>4</sub> y CO<sub>2</sub> al entrar en contacto con el lecho de lodos. La formación de estos gases aporta suficiente mezcla en el lecho de lodos. Pero, según Lettinga (17), existe acarreo de algunos sólidos hacia la posición superior del reactor en burbujas de gas. Debido a esto, la fuente sugiere diseñar una zona que reduzca la turbulencia del flujo con el fin de promover la sedimentación de los lodos hacia la

porción baja del reactor. De esta forma se evita pérdidas de lodos y se elimina la necesidad de reciclo externo.

Según indica Droste (6), los lodos que se forman en estos reactores son de tipo granular. El mecanismo de formación microbiológico de estos gránulos no está bien comprendido, pero se sabe que los desechos solubles diluidos con concentraciones de sólidos suspendidos totales (TSS) menores que 2000 mg/l fomentan mejores estratos de lodo. Sin embargo, la fuente señala que este tipo de reactores son capaces de tratar desecho de hasta 20000 mg DQO/l, con tasas de alimentación que pueden variar en un rango entre 0.5 a 40 kg DQO/m<sup>3</sup>d. Cabe destacar que el arranque de estos reactores es más difícil que un reactor de mezcla completa y se requiere de consideraciones especiales (no especificadas) para desarrollar el lecho de lodos. También ha sido reportado que los desechos con alto contenido de NH<sub>4</sub><sup>+</sup> (ion amonio) o poca capacidad de amortiguamiento (bajo contenido en cationes divalentes) no son propicios para ser tratados con este sistema (6).



**Fig 2.4.** Reactor de lecho de lodo de flujo ascendente (6)

Con respecto a las características operativas, Lettinga (16) recomienda que el promedio de velocidad diaria de flujo ascendente en este tipo de reactores no supere el 1.0 m/h. El potencial de aplicación de estos reactores es el tratamiento de aguas con bajas concentraciones de sólidos.

dos, incluso a bajas temperaturas. Los sólidos suspendidos de la alimentación serán acarreados en gran medida a través del lecho y fuera de este, por lo que el desecho debe ser pre-sedimentado (16). Finalmente, se debe indicar que la alta densidad de sólidos en la zona de lodos es responsable de retener la biomasa en exceso, lo que permite un mínimo SRT para los metanógenos (6).

El proceso de lecho de flujo ascendente puede ser utilizado para desechos que contengan una carga orgánica elevada, los cuales proveen una relación VSS:DQO menor a 1.0 o que el VSS es altamente biodegradable si la relación es mayor. Se ha encontrado que los reactores son capaces de tratar desechos diluidos de 500-600 mg DQO/l hasta 20000 mg/l. Al contrario de los desechos fuertes, existe pocos estudios en reactores anaerobios de cualquier tipo que utilice desechos débiles (menos de 1000 mg DQO/l), de hecho se puede decir que este es un mínimo no explícito para este tipo de tratamiento. Finalmente, se debe indicar que las tasas de carga de los reactores de lecho de flujo ascendente varían en un rango de DQO de 0.5 a 40 kg/m<sup>3</sup>\*d. El tiempo de residencia hidráulico puede ser un día o menos (6) (12).

#### **2.2.4. Reactor de estrato fijo**

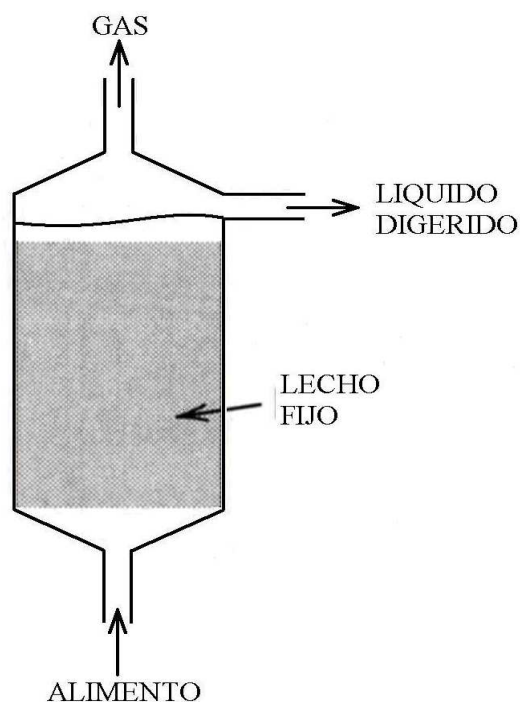
Los reactores de estrato fijo emplean un medio fijo que provee una superficie sobre la cual pueden adherirse y crecer las bacterias; debido a esto, estos reactores pueden conseguir un SRT mayor a 100 días (6). Consecuentemente, estos procesos se ajustan bien a cambios en la cantidad y la calidad de la alimentación, además de ser más estables que los reactores de alta concentración como el reactor de tratamiento convencional o el reactor de contacto. También debe indicarse que la biomasa no adherida juega un rol importante en la conversión de sustrato en este tipo de reactores, similar a lo que ocurre en el reactor de lecho de lodo de flujo ascendente. En lo que respecta a la operación, la caída de temperatura puede ser compensada incrementando la concentración de sólidos, de esta forma se puede mantener la misma tasa de tratamiento. Por lo que este tipo de reactores ha demostrado buen desempeño tanto con bajas temperaturas y como con desechos diluidos según lo indica (6).

El arranque de procesos con estrato fijo es, en general, un proceso mucho más largo que el arranque de un reactor convencional. Además, el tamaño del inóculo tiene menos efecto en procesos de estrato fijo porque no está directamente adherido al medio. Sin embargo, el arranque puede llegar a ser de 6 meses o más hasta que se desarrolle la biopelícula (15). Esta desventaja es compensada por la baja sensibilidad del reactor a las variaciones hidráulicas y de carga y su habilidad para soportar operación discontinua. Una agenda de alimentación con una variación de 5 días es adecuada, incluso el reactor puede recuperarse en una o dos semanas de un período de inactividad de 6 meses o más. El reactor retendrá la biomasa activa cuando este apagado siempre y cuando exista líquido remanente en él. Esta característica le hace particularmente atractivo para industrias estacionales (6).

Existen tres variaciones de reactores de estrato fijo: de flujo ascendente, de flujo descendente y de estrato fluido. Estos reactores se describen con mayor profundidad a continuación.

a) *Reactor de estrato fijo de flujo ascendente*

Los reactores de estrato fijo de flujo ascendente son llamados comúnmente como biofiltros. Este es un nombre equivocado, pues la filtración no juega un papel importante en su desempeño. Estos son de hecho “reactores biológicos empacados”, rellenos con rocas o módulos plásticos que proveen una multitud de canales aleatorios y una gran área superficial. La alimentación es introducida por el fondo y se permite desbordar el tope, como se ve en la Fig 2.5. Las bacterias están presentes en cúmulos en canales cerca del filtro del fondo así como pegadas a las superficies del medio a lo largo del reactor (6).



**Fig 2.5** Reactor de estrato fijo de flujo ascendente (6)

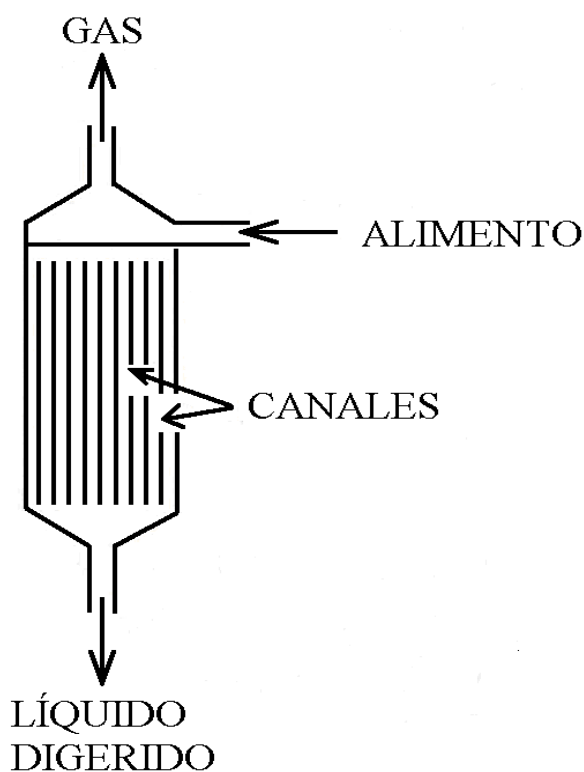
Los reactores de estrato fijo de flujo ascendente mantienen algunos sólidos en suspensión en los poros por lo que el tratamiento se da tanto en las biopelículas fijas y como en los gránulos suspendidos. Debido a la presencia de sólidos suspendidos activos semejantes a los del reactor de lecho de lodo de flujo ascendente, el área superficial del medio en reactores de estrato fijo de flujo ascendente es menos importante que en reactores de estrato fijo de flujo descendente. Como medio de empaquetamiento se pueden utilizar anillos rasching, flexianillos, anillos pal, rocas o bolas plásticas y medios tubulares de contraflujo (18).

Las características del medio de relleno afectan la operación y el desempeño de los reactores. El medio de relleno ideal tiene más área superficial y mayor porosidad porque los medios altamente porosos permiten la acumulación de más biomasa. Si se utilizan este tipo de medios, las tasas de carga orgánica pueden ser incrementadas, lo que reduce el volumen requerido del reactor y el tiempo de residencia hidráulico. Esto también permite incrementar la velocidad de flujo a través del reactor (18).

Las cargas que pueden ser manejadas por un reactor de flujo ascendente varían entre 5 a 30 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. La concentración mínima de DQO en la alimentación es de 1000 mg/L y la concentración máxima es de 30000 mg/l. Estos reactores funcionan mejor cuando la cantidad de sólidos suspendidos alimentada es menor a 500 mg/l dado que una alimentación con mayor concentración de sólidos puede provocar taponamientos. Finalmente, se debe indicar que un HRT de 1 días es suficiente usualmente (6).

b) *Reactor de estrato fijo de flujo descendente*

El reactor de estrato fijo estacionario de flujo descendente fue desarrollado en los laboratorios del Consejo Nacional de Investigación de Canadá. En este reactor las bacterias crecen en superficies orientadas en forma vertical. La alimentación es introducida por el tope del reactor y el efluente es retirado de la base del reactor, como se puede observar en la Fig 2.6 (6).



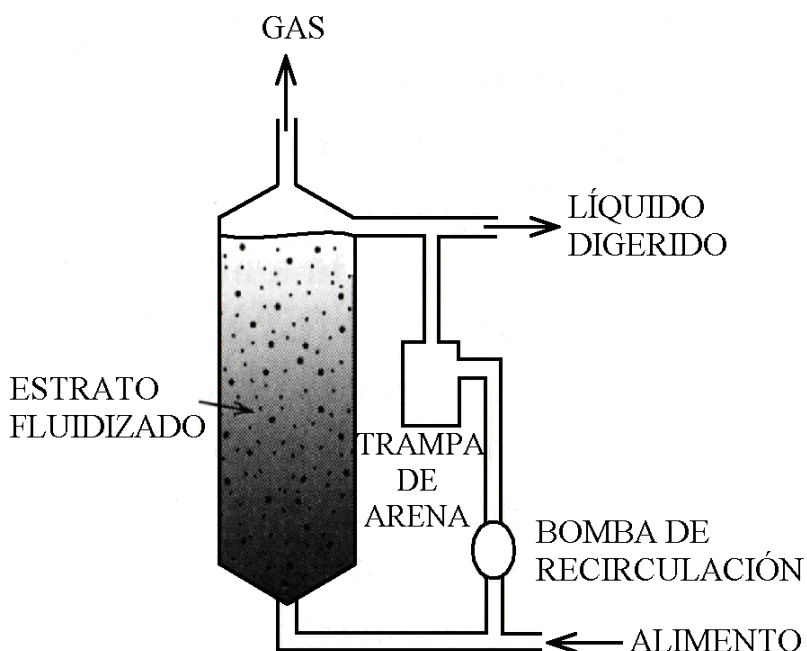
**Fig 2.6.** Reactor de estrato fijo de flujo descendente (6)



Este tipo de reactor es similar en carga y tiempo de residencia hidráulico al reactor de flujo ascendente, pero su tendencia al taponamiento es menor porque el medio de relleno provee canales más largos. En un reactor en operación, la producción de biogás provee un grado considerable de mezcla, lo que ayuda a mantener los sólidos en suspensión por un tiempo, en lugar de ser depositados directamente en el fondo del reactor. Sin embargo, no es capaz de soportar grandes concentraciones de sólidos. Si es necesario alimentar desechos con concentraciones superiores al 3% de debe incorporar reciclo para prevenir su sedimentación y el consecuente taponamiento del fondo del reactor (6). Se pueden utilizar varios tipos de soportes verticales en este tipo de reactores, de los cuales, los que están hecho con materiales rugosos como la arcilla y materiales fibrosos como el poliéster han demostrado los mejores resultados. La mayoría de reactores han sido diseñados con canales con lados en el orden de 1-2.5 cm y superficies específicas en el rango de 100-150 m<sup>2</sup>/m<sup>3</sup>. Finalmente, el volumen vacío ronda entre el 60 y el 90% del volumen total del reactor (19).

c) *Reactor de estrato fluidizado*

Los reactores de estrato fluido o lecho expandido es la innovación más reciente en lo que respecta a tecnología de tratamiento anaeróbico. En estos reactores, las bacterias crecen sobre partículas de un medio como arena, y el líquido es bombeado a través del reactor a una tasa elevada como se puede ver en la Fig 2.7. Esto provoca la suspensión de las partículas del medio, lo que a su vez permite obtener tasas elevadas de transferencia de masa. La tensión desarrollada por el fluido debido a las elevadas velocidades del mismo limita el desarrollo de biopelículas bacterianas a un pequeño grosor. La ventaja de desarrollar películas bacterianas delgadas es que éstas proveen menos resistencia a la transferencia de masa del substrato y a la disponibilidad de nutrientes que las películas bacterianas gruesas. Otra ventaja es que los productos bacterianos finales pueden ser removidos con mayor facilidad de biopelículas finas (6).



**Fig 2.7.** Reactor de estrato fluidizado (6)

En lo que respecta a la velocidad del líquido, mientras esta se aumenta las partículas son forzadas a alejarse entre sí y suspenderse en el líquido en lugar de permanecer descansando unas sobre otras. De hecho, se genera más movimiento en las partículas conforme se incrementa la velocidad del líquido. En base a esto se ha creado una diferenciación entre reactores de estrato fluidizado y reactores de estrato expandido: los expandidos tienen menos movimiento de partículas (menos expansión) que los fluidizados (6).

Con respecto a los materiales que se utilizan en este tipo de reactores como medio para el desarrollo de las películas bacterianas, en su mayoría han sido materiales naturales como rocas trituradas o arena (20). Ghosh (21) recomienda que los tamaños promedio de los medios deben estar en un rango entre 0.1 y 0.7 mm de diámetro nominal. Además, esta fuente indica que el carbón activado promueve una acumulación de biomasa más rápida que otros medios como la antracita o la arena.

Este tipo de reactores son sistemas con un alto nivel de tensión, donde las tasas de flujo necesitan alcanzar la fluidización del medio, por lo que requieren más energía de bombeo que la necesitada por otro tipo de procesos anaeróbicos. Aunque, el requerimiento de energía se puede reducir si se utiliza medios con una densidad cercana a la del agua. Una trampa de sólidos, particularmente en medios de baja densidad, es necesaria para prevenir que el medio sea acarreado fuera del reactor, como se muestra en la Fig 2.7. A pesar de estos problemas, los reactores de estrato fluidizado tienen muchas características deseables. Por ejemplo, el potencial de taponamiento es bajo debido a que el crecimiento de películas bacterianas es limitado. Las mejoras ya mencionadas en la transferencia de masa son otro punto a favor de este sistema. Sin embargo, esto no restringe la formación de gran cantidad de cúmulos de sólidos que proveen SRT superior del rango mínimo de los reactores convencionales. La expansión del medio provee más área superficial sobre la cual pueden crecer las bacterias, lo que resulta en una mayor capacidad de tratamiento por unidad de volumen de reactor. En adición, los flujos a través del reactor son más uniformes (6).

A escala de laboratorio, se ha demostrado que los reactores de estrato fluidizado pueden tratar desechos domésticos a temperatura ambiente. De hecho, el rango aceptable de concentración de DQO en la alimentación es de 1000 a 30000 mg/l. La tasa de carga está en el rango de 1 a 30 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. Los tiempos de residencia hidráulicos normales en este tipo de reactores varían de 9 horas a 1 día. Finalmente, los desechos deben tener un radio entre DQO soluble e insoluble mayor a 1 y no deben contener sólidos por encima de 1000 mg/l (6).

### **2.2.5. Reactor para tratamiento anaerobio en dos etapas**

La digestión anaerobia de dos fases es una adaptación de los dos estados naturales del metabolismo anaeróbico. Se diseñan dos reactores separados para acidogénesis y metanogénesis. La ventaja de esta configuración es que las condiciones de cada reactor pueden ser optimizadas para cada grupo de microorganismos. Un pH bajo y un SRT bajo limitan el crecimiento de metanógenos en el reactor formador de ácido. Por lo tanto, si se mantiene un pH en un rango entre 5 y 6 en el reactor formador de ácido, entonces no hay modificación alguna que se pueda hacer en la operación para promover el crecimiento metanógeno, por lo que las bacterias do-

minantes en este reactor son las acidogénicas. De hecho, la hidrólisis y la formación de ácidos grasos volátiles ocurre en el primer reactor y su conversión a metano ocurre en el segundo reactor. Cualquier tipo de reactor de los antes descritos puede ser utilizado para el segundo reactor, el cual debe mantener un rango de pH entre 6 y 7, a diferencia del reactor acidogénico. Aunque algunos estudios han demostrado que la eficiencia general del tratamiento puede ser mejorada con este sistema de dos fases (21), no existe un gran número de instalaciones de este tipo (22). Evidentemente, en este caso su mayor desventaja es el costo adicional debido al reactor extra (22).

En la Tabla 2.1 se resumen y comparan las principales características de los reactores expuestos anteriormente. En esta tabla se puede identificar los diferentes rangos de operación de cada reactor, con los cuales se puede definir el reactor anaeróbico que más se adapte a las características del desecho a ser tratado.

**Tabla 2.1.** Parámetros operativos para reactores anaeróbicos

REACTOR	ALIMENTACIÓN (mg DQO/l)	CARGA (kgVSS/m <sup>3</sup> *d)	SRT (días)	HRT (días)	TEMPERATURA (°C)
Convencional	5000 – 180000	0.5 – 6.0	10 – 28	10 – 28	18 – 40
De Contacto	2000 – 100000	2.0 – 10	10 – 28	1 – 7	18 – 40
Lecho de Lodo	< 2000	0.5 – 40	> 28	1	< 18
Estrato Fijo Ascendente	1000 – 30000	5.0 – 30	> 100	1	18 – 40
Estrato Fijo Descendente	1000 – 30000	5.0 – 30	> 100	1	18 – 40
Estrato Fluidizado	1000 – 30000	1.0 – 30	> 28	0.4 – 1	Ambiente

### ***2.3. Desechos como materia prima en procesos de digestión anaeróbica***

Los digestores anaeróbicos surgieron como sistemas para el tratamiento de aguas residuales urbanas. Sin embargo, la tecnología ha evolucionado y se ha utilizado como tratamiento de aguas residuales de varias industrias, dentro de las cuales se puede indicar las siguientes: destilación de alcohol, cervecerías, manufactura química, queserías, proceso de pescado y mariscos, lixiviado de rellenos sanitarios, papeleras, camales y empacado de cárnicos, refrescos y

procesamiento de azúcar, entre otros. El proceso anaeróbico es atractivo para estas industrias debido a que en su mayoría producen aguas residuales con temperatura media (tibia) y altamente concentradas que pueden ser utilizadas como agua de dilución de la mezcla a ser alimentada. Esto reduce costos de consumo de energía ya que se elimina la necesidad de precalentar la mezcla y los lodos generados por este tipo de tratamiento son significativamente menores a los lodos generados en tratamientos aeróbicos (12).

Dentro de este contexto se debe indicar que los procesos anaeróbicos no están restringidos como medio de tratamiento de aguas residuales. En el ámbito del manejo de residuos sólidos se han utilizado las propiedades de este sistema para degradar desechos y producir biogás, especialmente en rellenos sanitarios y en la industria agropecuaria. Con esta experiencia positiva, se ha abierto un nuevo campo de aplicación de esta tecnología a desechos con alto contenido orgánico y de alta capacidad a ser biodegradados. Estas características coinciden en gran medida con los desechos sólidos producidos en la agroindustria (12).

En lo referente a la agroindustria y sus desechos sólidos, estos constituyen un problema significativo dentro de su logística y operación. Esto se debe principalmente a la gran cantidad de desechos generados en proporción a la cantidad de productos generados. Por otro lado, esta característica favorece la implementación de digestores anaeróbicos para el tratamiento conjunto de aguas de proceso más desechos sólidos. Los desechos sólidos contienen gran concentración de nutrientes, por lo que se pueden sumar a la alimentación del reactor anaeróbico e incrementar la concentración orgánica. Estos desechos pasan por un proceso previo de reducción de tamaño para que los microorganismos tengan mejor accesibilidad a los nutrientes extras adicionados de esta forma. En algunos casos, los desechos sólidos representan más carga orgánica que los sólidos disueltos del agua de proceso. Por lo tanto, el potencial energético de un sistema mixto como este puede fácilmente duplicar la generación de un sistema que utilice únicamente aguas residuales (12).

## ***2.4. Parámetros de operación***

Los procesos de digestión anaeróbica son sistemas vivos. Esto quiere decir, que un reactor anaeróbico es un sistema aislado donde existen condiciones ambientales que favorecen determinadas interacciones bióticas. Pero al mismo tiempo es un sistema antropogénico que utiliza estas interacciones bióticas con un propósito. Como se describió en la sección 2.2., el propósito de los procesos anaerobios es la generación de biogás y la estabilización de los lodos o lodos. Para lograr este propósito, se utiliza el conocimiento y entendimiento que se tiene sobre la digestión anaerobia. Las condiciones de crecimiento e interacciones microbiológicas descritas en la sección 2.1 demuestran la fragilidad del sistema y su capacidad de utilizar varios mecanismos para digerir los desechos. Por lo tanto, el control de las condiciones ambientales es primordial para el funcionamiento y optimización de este sistema. Para cumplir con este control, Droste (6) y Metclaf & Eddy (12) detallan los siguientes parámetros de control: temperatura, pH, mezclado, control de amoníaco y sulfuros, requerimientos nutricionales y tiempo de retención hidráulico.

### **2.4.1. Temperatura**

La temperatura es uno de los principales parámetros de operación y de optimización. Esto se debe principalmente a que mientras la temperatura aumenta, generalmente la tasa de la reacción también aumenta. Dicho en otras palabras, a mayor temperatura, mayor generación de biogás y mayor capacidad de estabilización de lodos. A pesar de que en los sistemas biológicos, la velocidad de incremento de la tasa de reacción no es tan marcada como en el caso de reacciones químicas, la diferencia en la generación de biogás a diferentes temperaturas es significativa. Como regla general, se puede decir que las tasas de generación de metano prácticamente se duplican por cada 10 °C de incremento en la temperatura de operación (6) (12).

Se manejan dos rangos óptimos de operación en la generación de metano: 1) rango mesofílico (de 30 a 40 °C), y 2) rango termofílico (de 50 a 60 °C). Sin embargo, estos dos rangos no son los únicos en los que se genera metano. Se ha producido metano a temperaturas tan bajas como los 10 °C (rango psicofílico), pero las tasas de generación a esta temperatura son muy ba-

jas. Para obtener tasas razonables de generación se debe mantener la temperatura sobre los 20 °C. La operación en el rango termofílico no es viable en la práctica generalmente debido al alto requerimiento energético para el calentamiento del sistema. Por otro lado, las tasas de alimentación deben disminuir conforme baja la temperatura para poder mantener el mismo nivel de tratamiento. Finalmente, es más importante mantener una temperatura estable para alcanzar una operación estable que cualquier temperatura específica (6).

#### **2.4.2. pH**

El pH es el parámetro de control más importante. El rango de pH óptimo para toda bacteria metanogénica se encuentra entre 6 y 8 (23). Sin embargo, el pH óptimo para el grupo como un todo es cercano a 7.0, ya que es el pH ideal para el grupo metanogénico. Debido a las bajas tasas de crecimiento de los metanógenos, se requiere que el proceso se corra en las condiciones más favorables para ellos. Toerin (4), Droste (6) y Metcalf & Eddy (12) reportan que el pH requerido en sistemas anaeróbicos para buen desempeño y estabilidad está en el rango de 6.5 a 7.5, aunque se han observado operaciones estables fuera de este rango. De igual forma, el sistema debe contener una buena capacidad amortiguadora para acomodar la producción de ácidos volátiles y dióxido de carbono que se disolverá a la presión de operación. Es importante mantener un exceso en la alcalinidad y la habilidad de controlar el pH para responder ante la acumulación del exceso de ácidos volátiles (6).

Los procesos anaeróbicos pueden operar en un amplio rango de concentraciones de ácidos volátiles (desde menos de 100 mg/l hasta más de 5000 mg/l) si se tiene un manejo propicio del pH. Un pH constante brinda estabilidad al proceso, por lo que un control automático del mismo es generalmente más económico porque se consumen menos químicos (6). Los requerimientos de alcalinidad varían con el desecho, sistema de operación y tipo de proceso (12).

Las tres fuentes principales de alcalinidad son el carbonato de calcio (lime), bicarbonato de sodio y el carbonato de sodio. El hidróxido de sodio, que se utiliza comúnmente en las operaciones de pelado de frutas y vegetales, es también una fuente importante de alcalinidad. Otras fuentes que producen alcalinidad son jabones y otras sales de ácidos orgánicos (6) (12).

### 2.4.3. Mezclado

Inicialmente, los digestores anaeróbicos de un solo tanque pueden haber sido mezclados mecánicamente o con algún otro método de agitación. No fue hasta los años 40 cuando fue reconocida la importancia del mezclado para el mejoramiento de los procesos anaeróbicos (23). De hecho, la separación de la digestión de otros procesos como los tanques sépticos y la aplicación de mezclado fueron los primeros grandes avances en el tratamiento anaeróbico (12).

El mezclado es un factor importante en el control del pH y para mantener condiciones ambientales uniformes. Sin un mezclado adecuado, se pueden desarrollar microambientes no favorables. El mezclado distribuye los agentes amortiguadores a través del reactor y previene que productos intermedios se acumulen en grandes concentraciones que pueden ser inhibitorias para los metanógenos (6).

### 2.4.4. Control de amoníaco y sulfuros

El amoníaco libre ( $\text{NH}_3$ ) puede inhibir el metabolismo anaeróbico cuando está presente en altas concentraciones. Los microorganismos anaerobios pueden llegar a aclimatarse a altas concentraciones de amoníaco, pero grandes fluctuaciones pueden matar el proceso. El amoníaco libre, el cual es mucho más tóxico que el ión amonio, prevalece más en pH alto. La combinación de pH elevado y la alta concentración de  $\text{NH}_3$ , contribuyen a la falla del proceso. Esta situación puede ser controlada adicionando ácido acético para controlar el pH y, por lo tanto, mover el equilibrio  $\text{NH}_3\text{-NH}_4$  hacia el amoníaco ( $\text{NH}_4$ ) (6). El equilibrio amonio – amoníaco en relación al pH se muestra en la Fig 2.8.



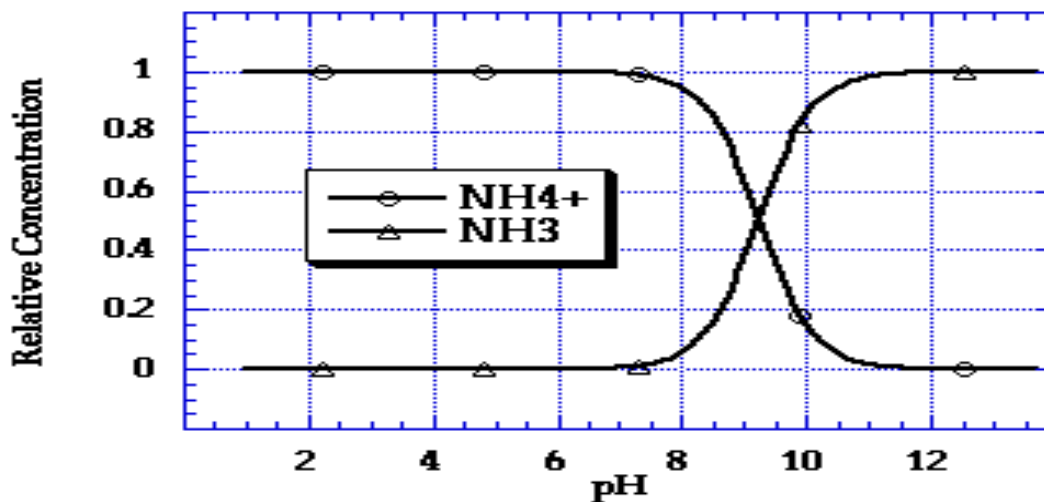
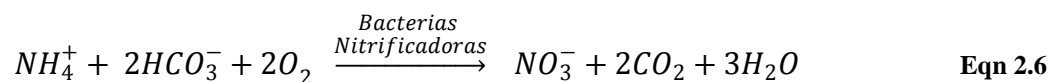
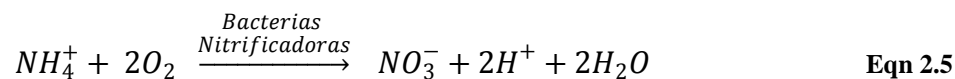


Fig 2.8. Concentración relativa de amonio y amoníaco versus pH (24).

Aquellos desechos con alto contenido de proteínas producen cantidades significativas de amoníaco, lo cual incrementa la alcalinidad. Frecuentemente, es deseable reciclar el efluente de un reactor que recibe desecho proteico para adicionar alcalinidad a la alimentación. No obstante, el contenido proteico de muchos desechos no es lo suficientemente alto para causar problemas de toxicidad con amoníaco. Sin embargo, desechos que contengan sangre pueden producir suficiente bicarbonato de amoníaco para elevar el pH más allá del rango óptimo sin la adición de ácido (6). En estos casos, se debe controlar la concentración de amonio y amoníaco dentro del reactor, para lo cual la adición de ácido acético no es suficiente, pues solo controla el equilibrio entre estas dos especies y no su concentración. Existen dos métodos de control: la oxigenación y la adición de carbonato de calcio ( $\text{CaCO}_3$ ). Tanto la adición de oxígeno como la adición de alcalinidad promueven un proceso biológico conocido como nitrificación, el cual consiste en la transformación de amonio en nitrato. En este proceso de transformación intervienen bacterias nitrificadoras, produciendo nitrato, hidrogenuro y agua en el caso de la oxigenación y, nitrato, dióxido de carbono y agua en el caso de la adición de alcalinidad. Las reacciones que describen los procesos de nitrificación por adición de oxígeno y adición de  $\text{CaCO}_3$  se describen en la Eqn 2.5 y la Eqn 2.6, respectivamente (12).



El sulfato es otro de los nutrientes que se adiciona al sistema en la alimentación y que puede ser utilizado por las bacterias como un aceptor de electrones bajo condiciones anaeróbicas. La reducción de sulfato dentro de un biorreactor puede tener varias consecuencias negativas, como (25):

- a) Los reductores de sulfato compiten con los metanógenos por nutrientes, lo que resulta en una reducción en la producción de metano;
- b) El sulfato se reduce a sulfuro, y este último es inhibitorio para el crecimiento de varios tipos de bacterias anaerobias;
- c) El sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S) en forma gaseosa es tóxico porque su molécula neutra puede atravesar las membranas celulares. Además, es corrosivo y genera malos olores por lo que debe ser removido del biogás.

Como se evidencia en la Tabla 2.2, existen reacciones sulfato reductoras energéticamente más favorables que las reacciones metanogénicas, con valores de energía libre de Gibbs, para reacciones que utilizan acetato, de -47.6 y -31.0 kJ/mol, respectivamente. Esto quiere decir, que si existen altas concentraciones de sulfatos, el sistema va a tender a un equilibrio favorable a la formación de sulfuros, en lugar de metano. Como se indicó en el literal c, los sulfuros son tóxicos para las bacterias metanogénicas, lo que significa una segunda condición negativa en la generación de metano (6).

**Tabla 2.2.** Reacciones acetogénicas, metanogénicas y sulfato reductoras involucradas en la degradación de material orgánica en biorreactores (26).

Tipo de reacción	Reacciones de Equilibrio	AG (kJ/mol)
<b>Reacciones Sintrópicas Acetogénicas</b>	$\text{Propionato}^- + 3\text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{Acetato}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 3\text{H}_2$	+ 76.1
	$\text{Butirato}^- + 2\text{H}_2\text{O} \longrightarrow 2\text{Acetato}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+ 48.3
	$\text{Lactato}^- + 2\text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{Acetato}^- + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	- 4.2
	$\text{Etanol} + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{Acetato}^- + \text{H}^+ + 2\text{H}_2$	+ 9.6
<b>Reacciones Metanogénicas</b>	$4\text{H}_2 + \text{HCO}_3^- + \text{H}^+ \longrightarrow \text{CH}_4 + 3\text{H}_2\text{O}$	- 33.9
	$\text{Acetato}^- + \text{H}_2\text{O} \longrightarrow \text{CH}_4 + \text{HCO}_3^-$	- 31.0
<b>Reacciones Sulfato Reductoras</b>	$4\text{H}_2 + \text{SO}_4^{2-} + \text{H}^+ \longrightarrow \text{HS}^- + 4\text{H}_2\text{O}$	- 38.1
	$\text{Acetato}^- + \text{SO}_4^{2-} \longrightarrow 2\text{HCO}_3^- + 4\text{H}_2\text{O}$	- 47.6
	$\text{Propionato}^- + 3/4\text{SO}_4^{2-} \longrightarrow \text{Acetato}^- + \text{HCO}_3^- + 3/4\text{HS}^- + 1/4\text{H}^+$	- 37.7
	$\text{Butirato}^- + 1/2\text{SO}_4^{2-} \longrightarrow 2\text{Acetato}^- + 1/2\text{HS}^- + 1/2\text{H}^+$	- 27.8
	$\text{Lactato}^- + 1/2\text{SO}_4^{2-} \longrightarrow \text{Acetato}^- + \text{HCO}_3^- + 1/2\text{HS}^- + 1/2\text{H}^+$	- 80.0
	$\text{Etanol} + 1/2\text{SO}_4^{2-} \longrightarrow \text{Acetato}^- + 1/2\text{HS}^- + 1/2\text{H}^+ + \text{H}_2\text{O}$	- 66.4

#### 2.4.5. Requerimientos nutricionales

La baja tasa de crecimiento de los anaerobios para una determinada cantidad de substrato resulta en requerimientos nutricionales más bajos comparados con los aerobios. La composición normal de microorganismos (tanto aerobios como anaerobios) es usualmente asumida como  $\text{C}_5\text{H}_7\text{NO}_2$  (26). En esta fórmula no se indica el contenido de fósforo en los microorganismos, pero se ha demostrado que es más o menos un quinto del contenido de nitrógeno en masa (12). La cantidad de lodo o sólidos suspendidos volátiles (VSS) generados depende de las condiciones de operación del proceso y están relacionadas con la concentración del desecho alimentado, medido en términos de DQO (asumiendo que todos los otros requerimientos de crecimiento están en exceso). Un proceso típico de lodos activados, tiene un requerimiento de nutrientes con la siguiente relación másica: 100:5:1 DQO:N:P (donde DQO representa al carbón). Los

sistemas anaeróbicos producen un 20% o menos de lodos que los procesos aeróbicos para el mismo tipo de sustrato y los requerimientos de N y P se reducen proporcionalmente (6) (12).

Para una digestión anaeróbica exitosa existen una cantidad de elementos traza requeridos como flúor, cinc, cobre, silicio, etc. Por ejemplo, se ha demostrado que el níquel y cobalto promueven la metanogénesis (27). En un desecho típico, estas sustancias normalmente están presentes en exceso.

#### **2.4.6. Tiempo de retención hidráulico y reducción de la carga orgánica**

En los procesos anaeróbicos es importante revisar y conocer dos procesos limitantes debido a sus tasas de generación: *a*) la tasa de hidrólisis, y *b*) la tasa de degradación de sustrato para la fermentación y metanogénesis. La hidrólisis de partículas coloidales y sólidas no afecta la operación ni la estabilidad del proceso, pero afecta la cantidad total de sólidos convertidos. Por ejemplo, en el proceso de digestión anaeróbica de lodos municipales, es necesario un tiempo de retención mayor a 30 días necesario para conseguir la degradación total de sólidos. Debido a esto, la cinética de utilización del sustrato soluble es de gran interés para desarrollar un proceso anaeróbico estable (12).

Debido al pequeño cambio de energía libre para las reacciones anaeróbicas, los coeficientes de crecimiento son considerablemente menores que sus correspondientes valores para la oxidación aeróbica. Dos coeficientes son importantes al comparar la tasa de crecimiento entre estas dos fases: el coeficiente de síntesis celular ( $Y$ ) y el coeficiente de decaimiento endógeno ( $k_d$ ). Estos coeficientes se calculan a partir de la relación entre biomasa producida y biomasa muerta, respectivamente y la cantidad de sustrato utilizado como se muestra en las ecuaciones 2.5 y 2.6. Por ejemplo, en la fermentación se tiene un  $Y$  de 0.10 g VSS/g VSS y  $k_d$  de 0.04 g VSS/g VSS\*d, mientras que en la metanogénesis se tiene  $Y$  de 0.40 g VSS/g VSS y un  $k_d$  de 0.02 g VSS/g VSS\*d. Lo que quiere decir que en la fermentación se está generando más células por alimento que en la metanogénesis y que la muerte de estas también ocurre más rápido, por lo que el sistema se renueva con más frecuencia, de esta forma se mantiene más joven y activo (28).

$$Y = \frac{BP}{SU} \quad \text{Eqn: 2.5.}$$

donde:

Y = coeficiente de síntesis celular [g VSS/g DQO]

BP = biomasa producida [g VSS]

SU = substrato utilizado [g DQO]

$$kd = \frac{BM}{SU * T} \quad \text{Eqn: 2.6.}$$

donde:

$k_d$  = coeficiente de decaimiento celular [g VSS / g VSS \* d]

BM = biomasa muerta (células muertas) [g VSS]

SU = substrato utilizado [g VSS]

T = tiempo [días]

El proceso es más estable cuando la concentración de ácidos grasos volátiles (VOC) se aproxima a su nivel mínimo, lo cual puede ser tomado como una indicación de que existe población metanogénica suficiente y tiempo disponible suficiente para minimizar las concentraciones de hidrógeno y VOC. El paso limitante es la conversión de VOC's por las bacterias metanogénicas y no la fermentación de substratos solubles por parte de las bacterias fermentativas. Entonces, la cinética de crecimiento metanogénicas es la de mayor interés en el diseño de procesos anaeróbicos. Los reactores para tratamiento anaeróbico convencional son seleccionados en base a la cinética y las metas del tratamiento, esto quiere decir que se el tiempo de retención hidráulico depende de la tasa de crecimiento de las bacterias metanogénicas y el nivel de degradación de lodos que se desee obtener. En este tipo de reactores, el tiempo de retención hidráulico (TRH) es equivalente al tiempo de retención de sólidos (TRS); este es el principal parámetro de dimensionamiento para estos reactores. Cabe indicar que la tasa de crecimiento de la metanógenas es dependiente de la temperatura, así para temperaturas de 20 a

35°C, el tiempo mínimo de retención en un reactor para tratamiento anaeróbico convencional varía entre 7.8 y 3.2 días, respectivamente según lo sugiere (29). Entonces los valores de diseño de un reactor para tratamiento anaeróbico convencional estarían entre 40 y 15 días respectivamente, con un factor de seguridad de 5. Factores de seguridad de diseño superiores a 5 se han utilizado para proveer un proceso más estable (30).

### ***2.5. Potencial de generación de metano (biogás)***

El potencial de generación de metano de un desecho está relacionado a la concentración de orgánicos (demanda química de oxígeno o DQO) en él y a la eficiencia del tratamiento. La demanda bioquímica de oxígeno (DBO<sub>5</sub>) también es un parámetro utilizado para medir la fuerza del desecho, en otras palabras, son métodos analíticos que permiten determinar cuantitativamente la capacidad que tiene un desecho a ser biodegradado por bacterias. Es importante indicar que un valor de DBO<sub>5</sub> puede ser convertido conservativamente a un valor de DQO al multiplicar el DBO<sub>5</sub> por un factor de 1.5. Finalmente, se debe indicar que el valor teórico máximo de generación de metano es 0.35 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO removido, donde DQO removido se refiere a la diferencia de entre la DQO de la alimentación y la DQO de lodo estabilizado (6).

El potencial máximo de generación de metano no se mide en proceso de tratamiento de desechos por razones como la toxicidad y la naturaleza refractaria de ciertos orgánicos. En 1979 un procedimiento nombrado prueba de potencial bioquímico de metano (BMP), análogo a la prueba de DBO, fue definido como medio para determinar el potencial de metano de un desecho (ver ANEXO 1) (31).

La composición normal de biogás de un proceso anaeróbico fluctúa entre el 60 y el 70% de metano y un 30 al 40% de dióxido de carbono. Pequeñas cantidades de hidrógeno y trazas de sulfuro de hidrógeno (H<sub>2</sub>S), amoníaco, vapor de agua y otros gases también están presentes. El contenido de energía está asociado completamente con el metano, el cual tiene un contenido energético teórico de 37 MJ/m<sup>3</sup> (994 BTU/ft<sup>3</sup>). La presencia de dióxido de carbono reduce el contenido energético del biogás al rango de 22 – 26 MJ/m<sup>3</sup> (591 – 698 BTU/ft<sup>3</sup>) (6).

Debido a su naturaleza corrosiva, el  $H_2S$  es un componente indeseable del biogás. Puede ser removido al hacer pasar el gas por un filtro desulfurizador. De igual forma el vapor de agua en el biogás también presenta problemas. El gas que sale del digestor es saturado con vapor de agua que puede condensarse en las tuberías, causando taponamiento. El agua puede ser removida utilizando trampas condensadoras que deben ser drenadas periódicamente (6).

El procedimiento BMP indica el máximo potencial de producción de metano de un desecho. La tasa de producción de metano está relacionada con el flujo de alimentación y la remoción de substrato mostrada en la siguiente ecuación (6):

$$Q_{CH_4} = Q(S_{T0} - S_{Te})V = QEMS_{T0} \quad \text{Eqn 2.7}$$

donde

$Q_{CH_4}$ = cantidad de metano por unidad de tiempo	[m <sup>3</sup> /d]
$Q$ = flujo de alimentación	[m <sup>3</sup> /d]
$S_{T0}$ : = alimentación total de DQO (suspendido + soluble)	[kg/m <sup>3</sup> ]
$S_{Te}$ = efluente total de DQO (suspendido + soluble)	[kg/m <sup>3</sup> ]
$V$ = volumen de metano producido por unidad de DQO removida	[m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kg]
$E$ = factor de eficiencia (adimensional, entre 0 y 1)	

Las pérdidas ocasionadas por las condiciones de operación reales en un proceso de tratamiento disminuirán la tasa de generación de metano del valor teórico o de la producción de BMP. Un valor conservador para metano es 0.20 m<sup>3</sup>/kg DQO removido, donde DQO removido es igual a la diferencia entre la DQO de la alimentación menos la DQO del biol. Valores observados de la tasa de generación de metano varían en la literatura entre 0.10 a 0.35 m<sup>3</sup>/kg DQO removido. Parte de la desviación entre estos valores resulta entre otras cosas por fugas de gas o por la conversión de ciertas sustancias a compuestos que no son oxidados bajo las condiciones de la prueba de DQO. Algo del DQO removido es convertido en biomasa. El balance de DQO debe comparar la alimentación total de DQO contra el DQO total, tanto soluble como suspendido,

acumulándose en el reactor y el que sale del proceso. Si solamente se considera el DQO soluble del efluente y la acumulación neta en el reactor es ignorada, los valores calculados de metano definitivamente serán inferiores al máximo teórico. En algunos procesos es difícil monitorear la acumulación de sólidos (TSS) en el reactor sobre todo en períodos cortos de tiempo de unos pocos meses (6) (12).

El factor de eficiencia está relacionado con la eficiencia total del sistema (en términos de DQO removido del proceso) y de la concentración de componentes orgánicos no biodegradables en la alimentación. Este está típicamente en el rango de 0.6 – 0.9. El DQO de la alimentación de componentes como semillas y pieles es prácticamente no removible. En general, componentes solubles en la alimentación son removibles y componentes sólidos son removidos a un nivel intermedio. Son necesarios estudios de tratabilidad en laboratorio para determinar el factor de eficiencia (E) de diferentes substratos (6).

Existe un límite inferior práctico de 1000 mg DQO/l de concentración en la alimentación para obtener tratamientos anaeróbicos exitosos, aunque algunos estudios han tratado concentraciones más bajas de DQO (32). Para reactores que trabajen en bajas concentraciones se debe incluir un nuevo parámetro de operación: control de salida de sólidos. Este control consiste en evitar la salida de material sólido del reactor debido a la baja cantidad de síntesis de los anaerobios y pérdida de biomasa. Si esto llega a ocurrir, los anaerobios no tienen suficiente alimento y el sistema se muere. A medida que la concentración del substrato incrementa, las cargas del reactor pueden aumentar dentro de ciertos límites mientras se mantenga el tiempo de residencia hidráulico necesario (HRT). En un tratamiento anaeróbico esto significa mayor producción de metano por unidad de volumen de reactor y por unidad de tiempo.

### ***2.6. Potencial de reutilización de los lodos como fertilizante orgánico***

El efluente del biodigestor puede ser utilizado como abono orgánico, puesto que la digestión anaeróbica, comparada con la digestión aeróbica, disminuye las pérdidas de nitrógeno del 18 al 1 % y de carbono del 33 al 7% (33). Sin embargo, la reutilización de agua y lodos de tratamiento no está limitada a la agricultura, EPA (27) ha desarrollado las siguientes categorías de



reutilización: Reutilización urbana, irrigación de áreas con acceso restringido, reutilización agrícola para cultivo de cereales o para cultivos distintos a los cereales, reservorio recreacional, reservorio paisajístico, usos en construcción, reutilización industrial, recarga de agua subterránea y reutilización indirecta de agua potable

La aplicación de lodos de procesos anaeróbicos en tierras agrícolas, como método de reutilización de estos lodos, está sujeta a dos condiciones principales. La primera, es que debe cumplir con los requerimientos necesarios de nitrógeno a nivel de raíz de la planta. La segunda, es que debe tener una cantidad limitada de agentes patógenos. Con respecto a estas condiciones, se tiene como referencia la legislación americana, la cual establece dos parámetros principales de calidad: la concentración de metales pesados y la concentración de contaminantes para la primera condición, y se establecen dos niveles de calidad con respecto a la densidad de patógenos: Clase A y Clase B. Además, se establecen dos acercamientos para disminuir la atracción de vectores como roedores, insectos y pájaros: el procesamiento de los lodos o la implementación de barreras físicas. Estas actividades son importantes ya que la reducción de atracción de vectores disminuye el potencial de dispersión de enfermedades infecciosas (34).

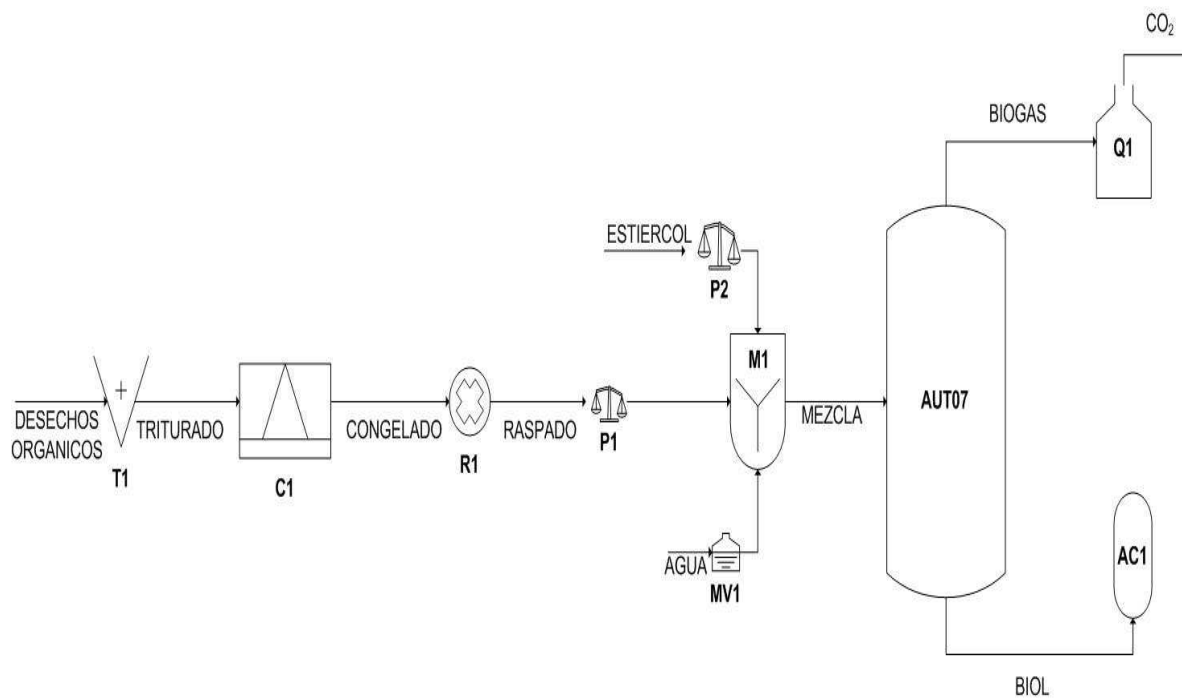
Los lodos clase A deben cumplir criterios específicos para garantizar su seguridad al ser utilizados por el público general. Los lodos clase B tienen menos requerimientos de tratamiento y típicamente son utilizados para aplicación agrícola o dispuestos en rellenos sanitarios. Los requerimientos patógenos para los lodos clase B tienen como límite un máximo de  $2.0 \times 10^6$  UFC/g TS, donde UFC son las unidades formadoras de colonias (E. coli) y TS son los sólidos totales presentes en el lodo a disponer. Estos parámetros no deberían ser difíciles de cumplir para un reactor anaeróbico, ya que este proceso es sugerido como una alternativa de reducción de patógenos ante otros procesos físico – químicos, a diferencia de las exigencias para lodos clase A que tienen exigencias para reutilización como agua potable (p.e. su límite máximo de patógenos es 50 UFC/g TS) (35).

### 3. Metodología

Para la implementación de un tratamiento anaeróbico de desechos orgánicos se realizaron varios procesos de operación y un seguimiento analítico de las cargas orgánicas en varios puntos del proceso. La operación de un biodigestor se puede dividir en tres fases: 1) fase de arranque, 2) fase de estabilización, y 3) fase de optimización. La operación y control de estas fases se llevó a cabo en un reactor de laboratorio que posee sistema de control automático para cada parámetro. Además, se estudió la habilidad que tienen diferentes tipos de sustratos para controlar la variación de pH dentro del reactor. Esto se realizó en tres reactores semicontinuos sin control automático. Para los dos estudios se realizaron análisis de demanda química de oxígeno y nitrógeno total en varios puntos del proceso como se muestra expuesto en el diagrama de flujo del proceso en la Fig 3.1 y en la Tabla 3.1.

#### *3.1. Proceso de digestión anaerobia*

En el diagrama de la Fig 3.1 se resume los procesos que ocurren alrededor de la biodigestión de desechos orgánicos disueltos en agua. Para alimentar el biodigestor se debe mezclar el estiércol, con los desechos orgánicos y diluir esta mezcla en agua. Para mantener una alimentación controlada se debe pesar el estiércol y los desechos orgánicos y diluir esta masa en un volumen específico de agua. Debido a problemas operativos y necesidades microbiológicas se debe reducir el tamaño de los desechos orgánicos alimentados. Para lograr el tamaño adecuado se llegó al siguiente flujo de procesos: una vez recibidos los desechos se trituran con un cortador de cuchillas, tanto el procesado líquido como el sólido se almacena en un congelador por lo menos 24 horas. Esta masa congelada se raspa para dar una segunda reducción de tamaño a las partículas. Este polvo frío se pesa y es la fracción que se mezcla con el estiércol y se diluye en agua. Antes de alimentar esta mezcla se saca del reactor un volumen de biol equivalente al volumen de mezcla a ser alimentada, éste se almacena para su posterior tratamiento o disposición final. Finalmente, se extrae el biogás por la parte superior a un proceso de quemado, del cual se puede extraer energía y que tiene como desecho final dióxido de carbono.



**Fig 3.1** Diagrama de procesos de digestor anaerobio de desechos orgánicos

**Tabla 3.1.** Procesos descritos en el diagrama de procesos de digestor anaerobio de desechos orgánicos

PROCESO	ABREVIACIÓN
Triturado	T1
Congelado	C1
Raspado	R1
Pesado del raspado	P1
Pesado del estiércol	P2
Medición de volumen de agua	MV1
Mezclado	M1
Biorreactor	AUT07
Quemado	Q1
Acumulación de biol	AC1

### 3.2. Determinación de DQO total en las muestras

La demanda química de oxígeno DQO, se determinó por dos métodos diferentes: el método analítico y el método colorimétrico. El método analítico utilizado es el de reflujo abierto, el cual es el método estándar para aguas. Este método permite medir concentraciones bajas de oxígeno, por lo que fue necesario diluir las muestras (factor de 1:5 a 1:10) de los desechos, de la mezclas a alimentar y de los bioles. Se coloca 1.0 ml de muestra diluida en un balón (250 ml) para manta de calentamiento. Se afora con agua destilada hasta 10 ml, luego se coloca 5 ml de dicromato de potasio 0.04167 Molar ( $K_2Cr_2O_7$ ) y 15 ml de ácido sulfúrico al 98%. Se coloca el balón en una manta precalentada y se tapa con un tubo de intercambio de calor. Se deja digerir durante dos horas a 100 °C y se apaga el equipo. Aproximadamente, unos 15 minutos después (una vez enfriadas las muestras) se coloca en un matraz y se afora a 300 ml con agua destilada. Debido a la presencia de ácido, la muestra se calienta y es necesario dejar enfriar durante media hora. A continuación se coloca 4 gotas de indicador ferroina y se titula con FAS 0.25 Molar (sulfato de amonio-hierro III). La demanda química de oxígeno de la muestra se determina por medio de la siguiente fórmula (36):

$$DQO \left( \frac{mg O_2}{L} \right) = \frac{(A-B)*M*8000}{V} \quad \text{Eqn 3.1}$$

donde:

DQO = concentración de la demanda química de oxígeno [mg O<sub>2</sub>/l]

A = Volumen de FAS utilizado por el blanco [ml]

B = Volumen de FAS utilizado por la muestra [ml]

M = Molaridad del FAS [mol/l]

V = volumen de muestra [ml]

8000 = Peso miliequivalente del oxígeno \* 1000 ml/l

En el método colorimétrico se utilizó un digestor HACH DRB200 y un colorímetro HACH DR890. Para este método se utiliza 0.5 ml de muestra y 1.5 ml de agua destilada, los cuales se colocan en un vial HR+ (marca HACH). Este vial se coloca en el digestor durante dos horas a 150 °C. Una vez digerido, se deja el vial en el digestor unos 20 minutos hasta que la tempera-

tura descienda a 120 °C. Cuando llega a esta temperatura, se saca el vial, se agita durante 10 segundos y se deja enfriar el vial a temperatura ambiente. Una vez frío, se coloca el vial en el colorímetro y da la lectura de demanda química de oxígeno. Este valor se multiplica por 4 porque éste es el valor de la dilución (37).

Se midió el DQO como método de control de la alimentación de los reactores, pues este valor se relaciona con el contenido de carbono total ( $\text{TOC} / \text{DQO} = 0.90$ ) (12). Al conocer la cantidad de carbono de la muestra se puede determinar la cantidad (masa o volumen) que se alimenta de cada desecho al reactor durante las diferentes fases (descritas más adelante). Es importante también, conocer la cantidad de carbono presente en la muestra que sale del reactor después de un determinado tiempo de residencia hidráulico (HRT). Con estos dos valores de entrada y la cantidad de metano y  $\text{CO}_2$  registrados a la salida del gas, se puede realizar el respectivo balance de materia de carbono en el reactor.

### ***3.3. Determinación del Nitrógeno total en las muestras***

El Nitrógeno total se determinó únicamente por el método colorimétrico. Se coloca un sobre de NT reactivo de persulfato en un vial High Range Total N, se adiciona 1.0 ml de agua destilada y se agita durante 30 s. Luego se coloca 0.5 ml de muestra diluida (dilución 1:20 en agua destilada) y se agita durante 15 s. Se coloca el vial en el digestor a 105 °C durante 30 minutos. Terminada la digestión, se saca la muestra y se deja enfriar a temperatura ambiente. En la muestra fría se coloca un sobre de reactivo NT-A, se agita 15 s y se espera 2 minutos a que reaccione. A continuación, se coloca un sobre de reactivo NT-B, se agita 15 s y se espera 3 minutos a que reaccione. Luego se toma 2 ml de este vial y se coloca en el vial NT Acid Solution, se agita 10 veces y se espera 5 minutos que ocurra la reacción. Finalmente se coloca en el colorímetro y da la lectura de nitrógeno presente en la muestra. Este valor se multiplica por 20 porque éste el valor de la dilución (38).

Se determinó la presencia de nitrógeno total en las muestras para comparar los datos de carbono total y poder determinar un factor de carbono total sobre nitrógeno total (C/N) que sirve como indicador de la “salud” del reactor en ese momento. La bibliografía recomienda un valor

óptimo de 20 para la relación C/N basado en los requerimientos nutricionales y energéticos de los microorganismos presentes en el reactor para lograr la conversión de los desechos hasta la fase metanogénica (13).

### ***3.4. Análisis de muestras***

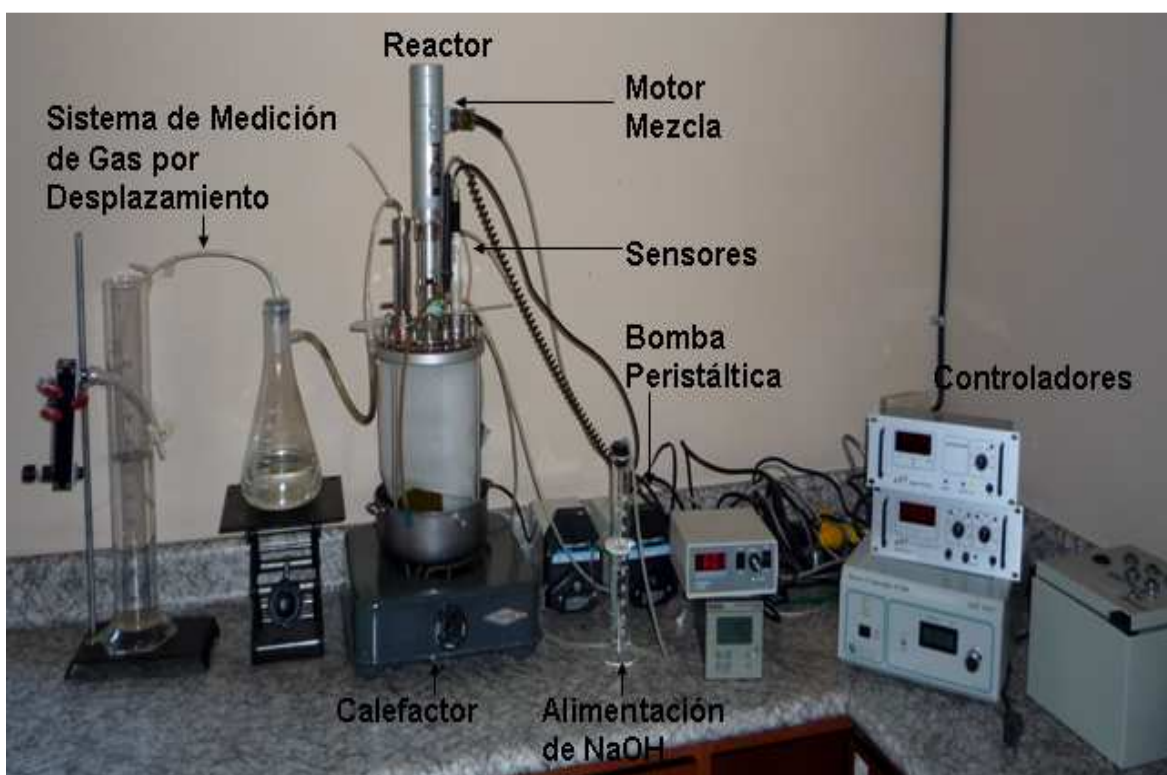
Se realizaron pruebas analíticas para los lodos producidos. Pruebas de DQO se realizaron a muestras extraídas cada 20 días para mantener un record del comportamiento del reactor. Para todas las muestras extraídas se determinó su contenido de sólidos totales y sólidos totales volátiles. Para determinar el contenido de sólidos totales se evaporó las muestras a 105 °C durante 24 horas y para determinar el contenido de sólidos totales volátiles se calcinó las muestras a 550 °C durante 24 horas (31).

El gas generado se recolectó en un sistema de vasos comunicantes entre dos matraces kitasato (1.0 l cada uno) y una probeta de 2.0 l. Se llenó los matraces kitasato con una solución 0.5 Molar de ácido sulfúrico (para evitar la disolución de CO<sub>2</sub> en el agua). La entrada de los matraces kitasato se conectó a la salida de gas del reactor y la salida de los matraces kitasato se conectó a la probeta. El gas desplaza el fluido dentro de los matraces hacia la probeta, la cual permite medir la cantidad (volumen) de gas generada. Se drenó el gas a través de una manguera independiente mediante jeringas de 60 ml. Las jeringas son necesarias porque aplican succión al sistema (el cual se mantiene a presión atmosférica) y al mismo tiempo sirven como medio contenedor para el análisis de quemado de las muestras.

### ***3.5. Diseño y construcción de reactores escala laboratorio***

En este experimento se contó con un reactor con control automático (Cole Parmer Fermentation Systems KH-29207-00 110VAC) de 3 litros (39), el cual se muestra en la Fig 3.2. Además, se construyeron 5 reactores de botellón de 2.6 litros, sin control automático ni agitación forzada. Tanto el reactor automático como los reactores de botellón están basados y operados con los criterios expuestos en la sección 2.2.1. correspondiente a un tratamiento anaeróbico convencional. En el diseño de los reactores de botellón se consideró las siguientes premi-

sas: que sean baratos, que utilicen materiales de fácil disponibilidad en el mercado local, que sean completamente herméticos a un mínimo de 15 psi y que permitan un intercambio de alimento/biol semi-continuo (una vez por día). Entonces se llegó al diseño que se referencia en la Fig 3.3: un tubo de PVC 4" (10.16 cm) de diámetro, 32 cm de alto, con dos tapas de PVC de 4" (10.16 cm) de diámetro, una en la parte inferior y otra en la parte superior del tubo. En la tapa superior se realizaron dos agujeros: un agujero de 3/8" (0.48 cm) y un agujero de 1/2" (1.27 cm). En el primer agujero se atravesó un perno de hierro perforado que contiene una manguera de polietileno de 40 cm de largo (20 cm a cada lado). En el otro agujero se colocó una tubería de polietileno 1/2" (1.27 cm) de diámetro interno. A esta tubería se le adaptó una T de polietileno, a la cual se colocó un manómetro de 30 psi y una válvula de bola para gas. A la manguera de polietileno, en su extremo externo del reactor se colocó una válvula de bola para fluidos de 1/4" (0.63 cm). En la Fig 3.4 se puede observar la disposición final de los reactores una vez armados y en funcionamiento.



**Fig 3.2** Reactor Automático 3.0 l (Cole-Parmer)

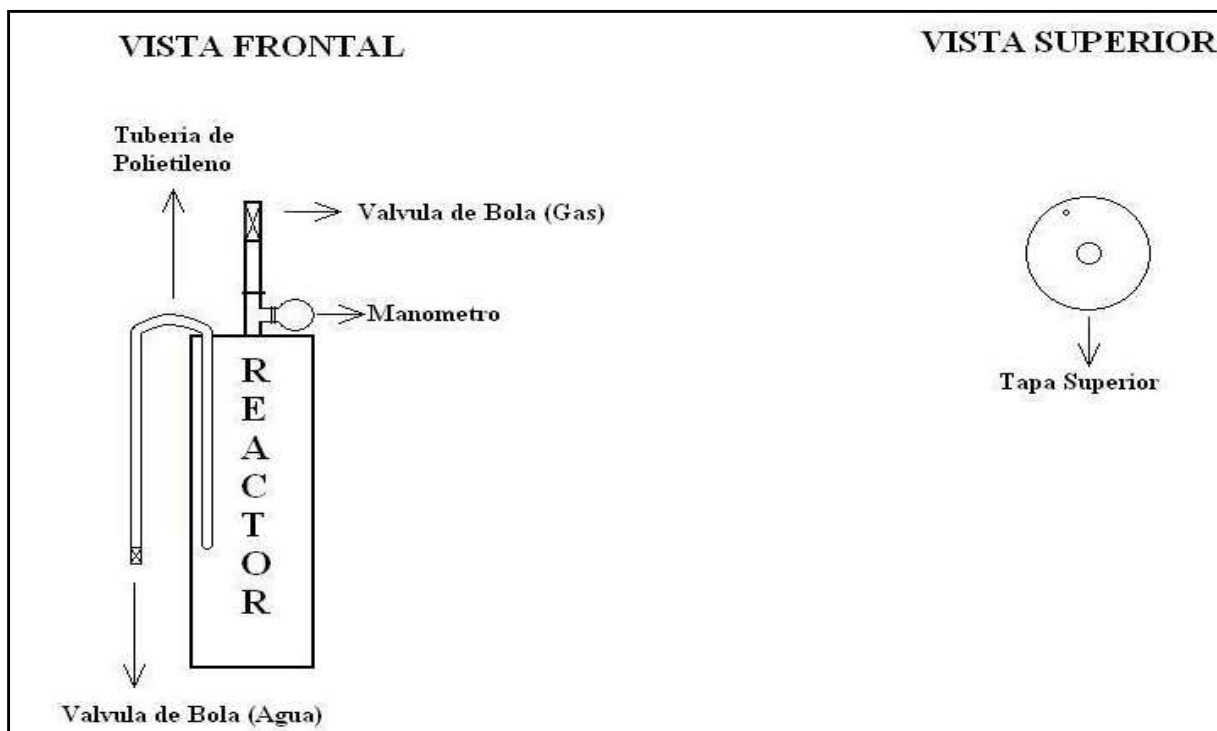


Fig 3.3 Diseño de reactores de botellón 2.6 l

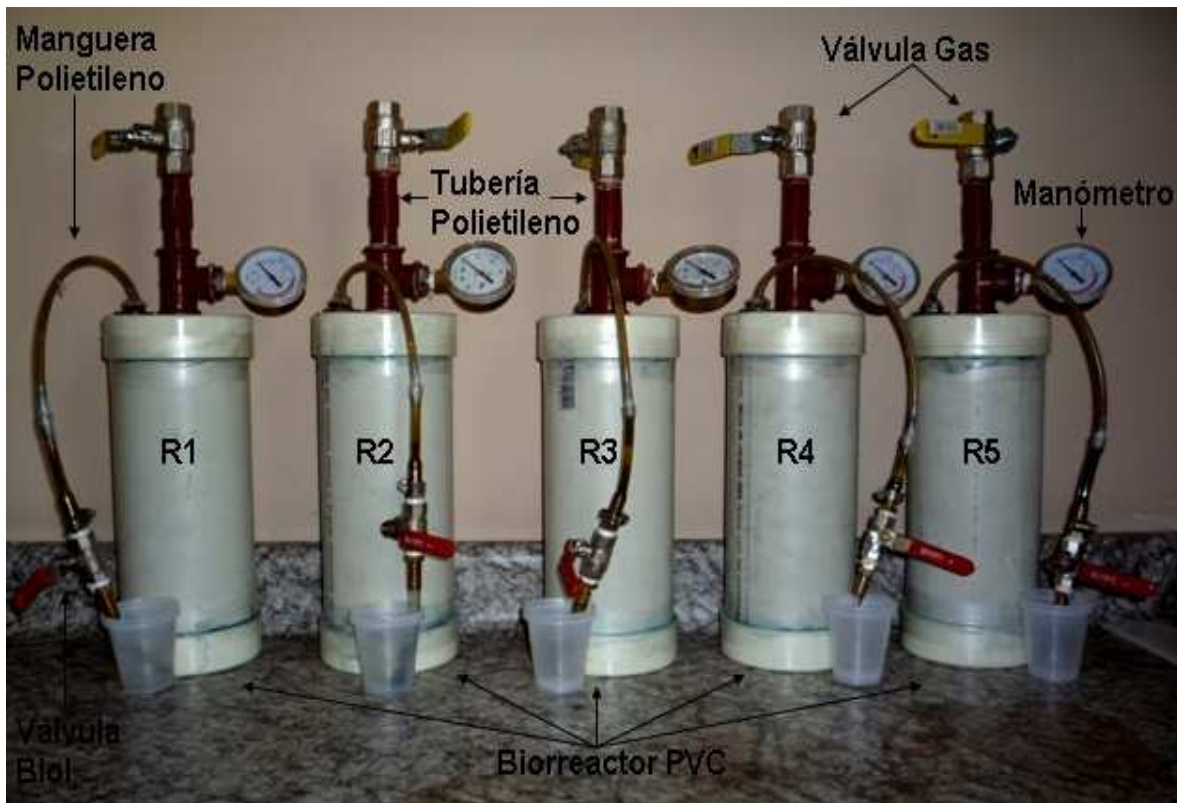


Fig 3.4 Reactores de botellón 2.6 l en funcionamiento



### ***3.6. Fases de Operación de los biodigestores***

La operación de los reactores se dividió en 4 etapas que coinciden con las etapas operativas y que facilitan el análisis de los resultados y el comportamiento de los reactores bajo las diferentes condiciones operativas que debe atravesar el sistema dentro de un reactor anaeróbico. Las fases operativas en las que se dividió la biodigestión son las siguientes: llenado de los reactores, arranque de los reactores, estabilización de los reactores y optimización de los reactores. Cada una de estas fases se explica y justifica a continuación.

#### **3.6.1. Llenado de los reactores**

##### *Llenado reactor automático*

Este reactor se llenó a la mitad de su volumen total (1.5 l) con una mezcla de estiércol de ganado vacuno, desechos orgánicos triturados y agua. La proporción es la siguiente: 250 g de estiércol, 250 g (30%) de desecho orgánico, 100 g de inóculo y 900 ml de agua. En este caso, el llenado del reactor también involucra el procedimiento de arranque de los equipos automáticos que éste posee. Una vez sellado el reactor y de haber comprobado su hermeticidad en pruebas hidrostáticas, se calibra el sensor de pH y se le conecta a una bomba que regula el paso de una solución de hidróxido de sodio (NaOH) 1 Molar. Luego se arranca el motor de agitación y se la hace girar a la velocidad deseada (200 RPM). Se activa el sensor de temperatura y se conecta el intercambiador de calor. Este modelo de reactor no incluye un intercambiador de calor, por lo que se colocó un calentador eléctrico y una olla con agua en la base del reactor. Este calentador se conectó a un controlador automático tipo de ON/OFF; el medio de calentamiento es agua caliente. Para medir la generación de biogás se utiliza un método de desplazamiento de agua, que incluye un matraz kitasato de un litro lleno de agua conectado con mangueras a la salida de gas del reactor y la entrada de una probeta que permite medir el volumen de agua desplazada diariamente. Es importante indicar que este método de medición permite mantener el reactor a presión atmosférica sin que esto signifique la presencia de fugas de gas ya que el agua contiene 10 ml de ácido sulfúrico disuelto en cada litro de agua, lo cual

impide la disolución de CO<sub>2</sub> en agua. En la figura 3.1 se puede observar la disposición de los diferentes dispositivos en el equipo.

#### *Llenado reactores de botellón*

Una vez sellados los reactores, se debe realizar pruebas hidrostáticas para comprobar que el reactor no presente fugas. Para esta prueba se los llenó de agua utilizando la presión de la red de agua pública. Una vez probada la hermeticidad del reactor, se llena el mismo hasta un 80% de su volumen total (2.0 l) con una mezcla, desechos orgánicos, inóculo, estiércoles de vaca, codorniz o gallina, y agua. La proporción de llenado es la siguiente: 200 g de estiércol de vaca, 200 ml de inóculo, 200 g de desechos orgánicos, 80 g de estiércol (vaca, codorniz, gallina) y 1320 ml de agua. En el caso del primer reactor o blanco se cambió los 80 g de estiércol por 200 g de estiércol de vaca (ya que el estiércol contiene 1/3 de DQO por unidad de peso) y se adicionó únicamente 1200 ml de agua en lugar de los 1320 ml de los otros reactores.

#### **3.6.2. Arranque de los reactores**

El arranque de los reactores corresponde a un tiempo de espera de diez días, en el cual se consume todo el oxígeno presente en el reactor y las condiciones del mismo pasan a ser completamente anaeróbicas. Durante este tiempo no se alimenta a los reactores, pero si es necesario mantener un monitoreo de las condiciones del reactor, especialmente del pH de la muestra ya que este debe mantenerse por encima de 6. En el caso del reactor de 3.0 l, se monitorea de manera automática. Cuando el sensor de pH indica un nivel de 6.05 se activa la bomba de succión y se adiciona NaOH 1 Molar al reactor hasta que el sensor indique un nivel superior a 6.10. En el caso de los reactores de botellón de 2.6 l su monitoreo es manual y con una frecuencia de dos veces por semana. Sin embargo, no se adiciona solución amortiguadora porque se desea analizar la capacidad amortiguadora de los diferentes sistemas bajo las mismas condiciones de operación.

### 3.6.3. Estabilización de los reactores

La estabilización del proceso consiste en dosificar la alimentación del reactor, de tal forma que los organismos predominantes dentro del mismo sean metanogénicos. Esto es crítico ya que conviven en el mismo medio otro tipo de microorganismos, como ya se explicó en la sección 2.1.1. Esto significa, que si no se dosifica el alimento de forma adecuada el reactor deja de estar en su fase metanógena y pasa a una fase acetogénica, la cual no produce biogás.

#### *Estabilización reactor automático*

La alimentación se midió y controló en base al peso y volumen de las muestras, sin embargo la carga diaria de alimento se determinó en base al DQO total de la muestra alimentada, por volumen de reactor por día. En este reactor, se determinó el DQO total alimentado al sumar el DQO del desecho orgánico más el DQO que aporta el estiércol y dividir este valor para el volumen total del reactor. Como esto se realizó todos los días, entonces se le dividió para un día también. De esta forma:

$$Carga\ Diaria = \left( \frac{DQO_{T,DO} + DQO_{T,Est}}{V * t} \right) * R \quad \text{Eqn 3.2}$$

donde:

Carga diaria = Cantidad de alimento por volumen de reactor por tiempo [mg DQO/m<sup>3</sup>\*d]

DQO<sub>T, DO</sub> = DQO desecho orgánicos \* masa desechos orgánicos [mg DQO]

DQO<sub>T, Est</sub> = DQO estiércol \* masa estiércol [mg DQO]

V = Volumen total del reactor [m<sup>3</sup>]

t = Tiempo [d]

R = Factor de transformación de mg/l a kg/m<sup>3</sup> [1/1000]

#### *Estabilización reactores de botellón*

En estos reactores únicamente se estabilizó el proceso (no se optimizó) porque el propósito de este experimento era el de comparar la generación de gas bajo las mismas condiciones, por lo que la fase de optimización resulta innecesaria. Por lo tanto, se determinó una alimentación

constante durante 30 días (después del arranque) de 0.43 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. De la cual el 92% corresponde al desecho orgánico y el 8% corresponde al estiércol de vaca, codorniz o gallina respectivamente. Durante esta fase se midió la presión para determinar el volumen de gas generado, esto se muestra en la siguiente ecuación:

$$V = \frac{Pr*Vr*Ta}{Tr*Pa} \quad \text{Eqn 3.3}$$

donde:

V = Volumen de gas generado	[l]
Pr = Presión del reactor	[atm]
Vr = Volumen del reactor (0.6)	[L]
Ta = Temperatura ambiente (20)	[°C]
Tr = Temperatura reactor (34)	[°C]
Pa = Presión atmosférica	[atm]

#### 3.6.4. Optimización de los reactores

La optimización del proceso es la última fase de operación de del reactor automatico y tiene como fin maximizar la generación de gas con respecto a la cantidad de alimento que se le da al reactor. Esta relación se la determina al comparar la curva de generación de biogás versus la curva de DQO total alimentado al reactor en un mismo período de tiempo. Para esta fase se incrementó la alimentación cada semana en 0.22 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. De esta forma, se evitó cambios bruscos en el equilibrio del consorcio bacteriano.

#### 3.7. Operación del reactor automático

Tres parámetros se mantuvieron constante durante todo el proceso, estos son: la temperatura, el pH y la agitación (expresada como RPM). En el caso de la temperatura esta se mantuvo entre 15 y 20 °C durante el arranque del reactor debido a que el reactor no tenía instalado un intercambiador de calor. Sin embargo, este tiempo es corto en comparación al tiempo de esta-

bilización y optimización del reactor, durante los cuales la temperatura se mantuvo entre 32 y 34°C. A diferencia de la temperatura, el pH se mantuvo constante en 6.1 a lo largo de toda la fase de estabilización y una gran parte de la fase de optimización, el equivalente a dos tercios del tiempo de operación del reactor. Al final de esta fase, el último tercio del tiempo de operación, el pH muestra inestabilidad y saltos elevados debido a dificultades operativas, que finalmente provocaron el colapso del reactor. En el caso de la velocidad de agitación, se le mantuvo a una velocidad constante de 200 RPM durante el primer mes, para luego aumentar a 300 RPM. Esto corresponde a los dos tercios de la fase de estabilización. En esta fase existe un pico de 500 RPM que se debió a la necesidad de eliminar espumas, las cuales dificultaban la extracción de gas del reactor.

La alimentación del reactor se mantuvo por debajo de los 0.50 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d durante los diez primeros días de la fase de estabilización y luego se aumentó la alimentación a un máximo de 1.0 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d hasta que las condiciones dentro del reactor fueron completamente favorables a la metanogénesis. En la fase de optimización se incrementó la alimentación en intervalos de 0.22 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d por semana hasta llegar a una alimentación de 3.1 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d en la semana 16.

### ***3.8. Operación de los reactores de botellón de 2.6 l***

La principal diferencia con el reactor automático (fuera de su capacidad de control) es que no poseen un agitador mecánico ni un sistema de recirculación que permita mantener el sistema en suspensión. De igual forma no poseen un sistema de control de pH, pues el propósito de utilizar estos reactores es el de medir la capacidad amortiguadora de cada sistema. Con respecto a la temperatura, esta tampoco se mantuvo constante debido a que el sistema de intercambio utilizado es bastante rústico y sin control. Debido a esto, el único medio de control real en estos reactores es la carga diaria de alimento. Como se explicó en la sección 3.5., este valor se mantuvo constante en 0.43 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. Los reactores se operaron de manera similar para poder comparar la generación de gas. En estos reactores se midió diariamente la generación de gas a través de los manómetros instalados, pues estos reactores generan un diferencial de presión a diferencia del automático que permanece a presión atmosférica.

### ***3.9. Determinación del potencial energético y potencial de fertilización***

Para determinar el potencial energético se corrió un reactor automático durante cuatro meses, el cual cumplió con todas las fases descritas previamente, acumulando una cantidad total de gas. Esta cantidad de gas generada se convierte a valores energéticos utilizando factores de aprovechamiento energético en generadores de energía comerciales. Este valor total se le compara con la alimentación del reactor y se obtiene un coeficiente de energía en función de la alimentación.

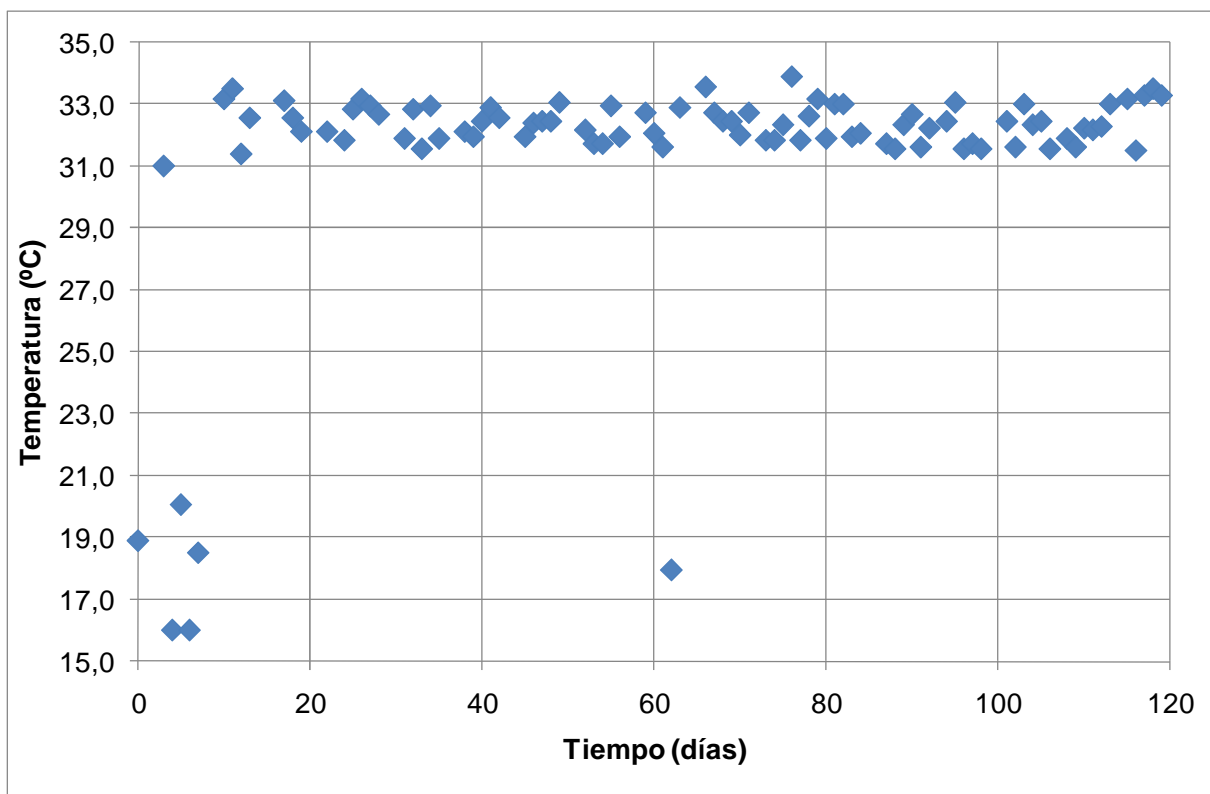
Para determinar el potencial de fertilización se toma el biol que sale del reactor y se le pasa a un proceso de estabilización de lodos, para reducir la demanda química de oxígeno como de la presencia de factores patógenos. Este desecho se le coloca en el terreno y se compara la producción vegetal en este suelo con la producción vegetal de un suelo que no ha sido enriquecido con este material. Este potencial no se determinó durante este estudio.

## 4. Resultados y Discusión

Los resultados de la operación del reactor automático y la operación de los reactores de botellón de 2.6 l son expuestas en dos secciones separadas. En el reactor automático se exponen datos de mezcla, consumo de NaOH, presencia de E. coli y la fase de optimización, que no se analizaron en los reactores de botellón. Por otro lado, en los reactores de botellón se organizan los resultados en gráficos comunes pues el tiempo de operación es idéntico para los tres. En estos reactores se analiza la generación de biogás en base a las mediciones de presión en lugar de la generación volumétrica analizada en el reactor automático. Al final de la sección se compara los datos de todos los reactores en los parámetros comunes y se discute la eficiencia de cada uno.

### *4.1. Operación del Reactor Automático*

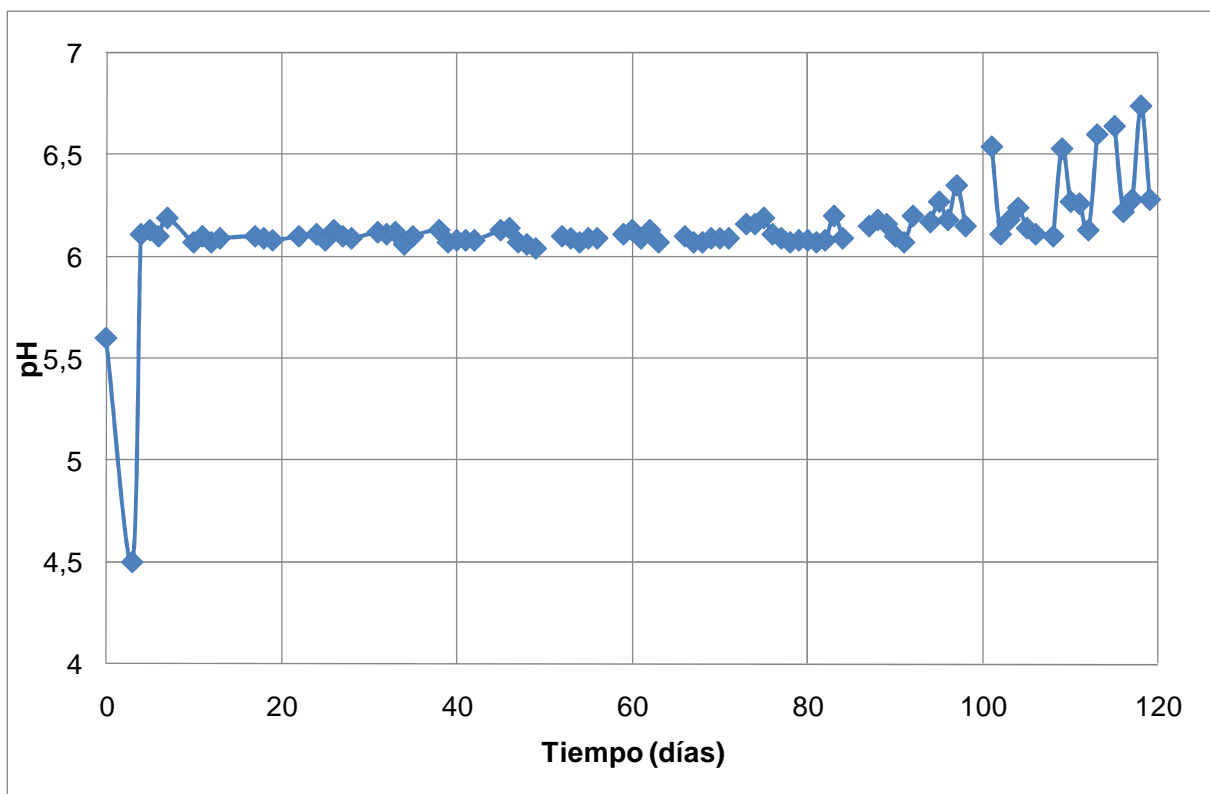
La temperatura se operó alrededor de un valor promedio de 32.2 °C en toda la operación, salvo los primeros 7 días correspondientes a la fase de arranque del reactor durante los cuales se tuvo problemas adaptando el sistema de intercambio de calor al equipo de control automático. Debido a esto, estos datos están fuera de este análisis. El valor máximo registrado corresponde a 33.9 °C y el mínimo registrado corresponde a 31.4 °C, con una desviación estándar de 0.7 °C para toda la fase de operación del reactor (ver Fig 4.1). Este rango de operación es muy estable lo cual es beneficioso para los microorganismos en el biodigestor porque no se ven limitados por las variaciones de temperatura.



**Fig 4.1.** Variación de la temperatura con respecto al tiempo de operación

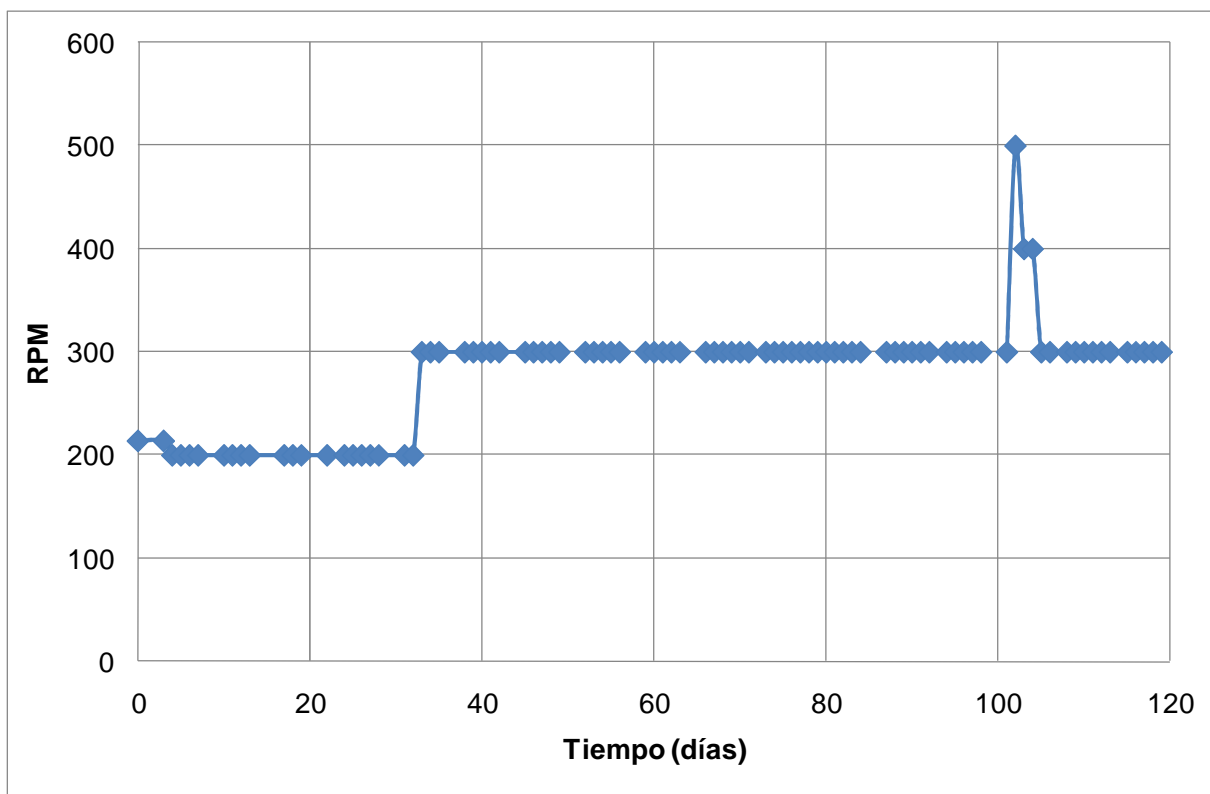
El pH se mantuvo alrededor de un valor promedio de 6.13 en toda la operación. El valor máximo registrado corresponde a 6.74 y el mínimo registrado corresponde a 6.04, con una desviación estándar promedio de 0.09. Como se puede ver en la Fig 4.2, en los últimos 20 días de operación se tiene una desviación del punto de control de 0.17, lo que corresponde a tres veces el valor de la desviación estándar correspondiente a los primeros 100 días de operación y a cerca del doble del valor de la desviación estándar promedio para todo el proceso. Esto se debe a que la capacidad de amortiguamiento del sistema se redujo porque se dejó de alimentar estiércol a este reactor durante la fase de optimización. Debido a esto, el sistema necesitó cada vez de más NaOH para controlar el pH. Desde la alimentación de NaOH hasta que el sensor detecte que se el límite inferior de 6.1 existió un lapso de tiempo cada vez más largo, lo que provocó incrementos bruscos del pH durante esta última fase.





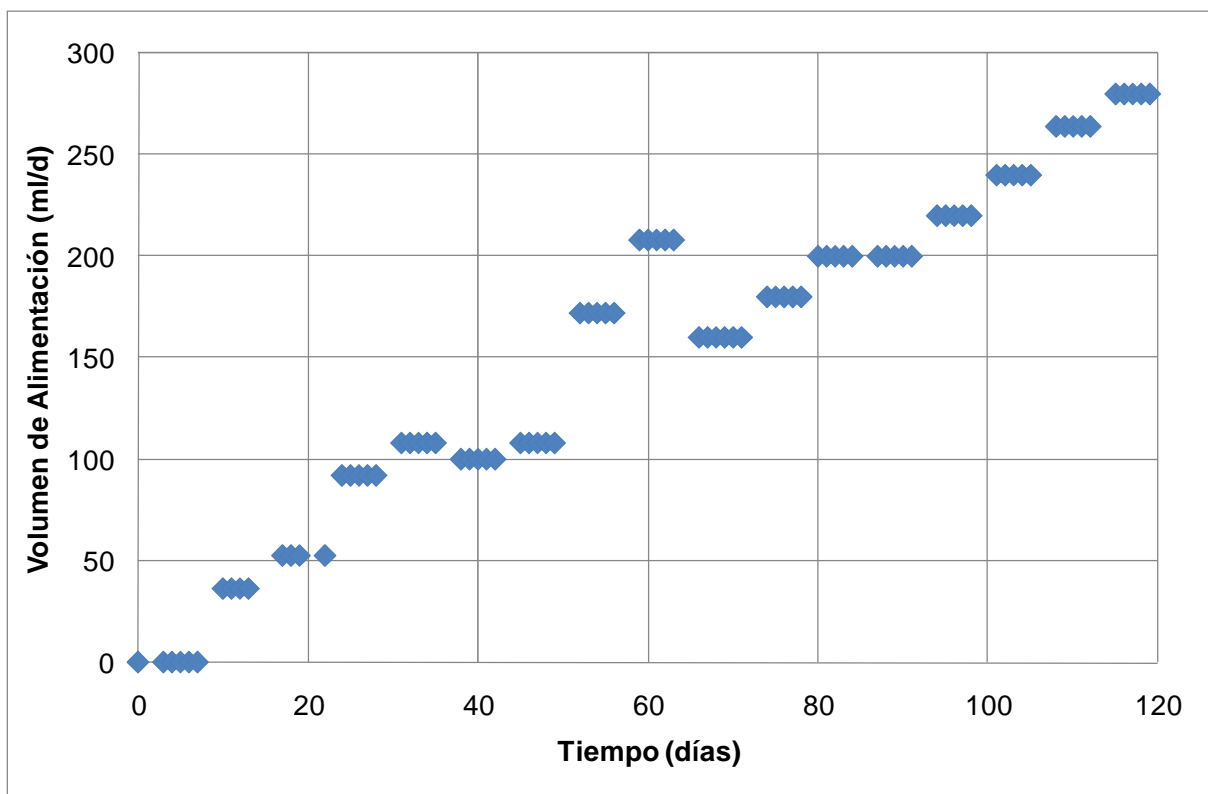
**Fig 4.2.** Variación del pH con respecto al tiempo de operación

La agitación se mantuvo en 200 RPM durante los primeros 33 días de operación y se elevó a 300 RPM hasta finalizar el experimento para evitar que la capa de espumas en la parte superior del fluido siga incrementando su grosor. Se comenzó con una agitación moderada para facilitar las condiciones de operación durante las fases de arranque y estabilización. En la Fig 4.3 se puede observar un pico correspondiente a los días 102, 103 y 104, durante los cuales se incrementó la agitación a 500 y 400 RPM con el fin de eliminar espumas.



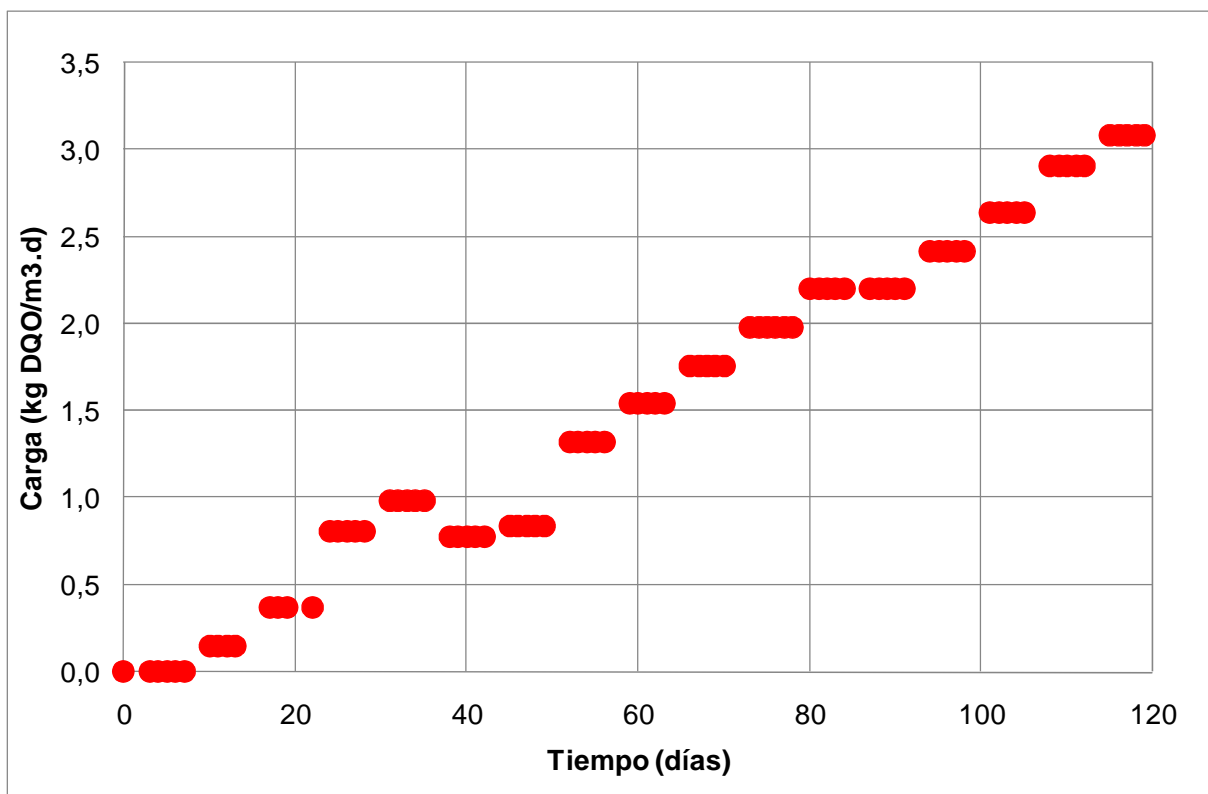
**Fig 4.3.** Variación de la agitación con respecto al tiempo de operación

En el caso de la alimentación volumétrica se distinguen dos etapas bien definidas, como se puede observar en la figura Fig 4.4. La primera etapa corresponde a los dos primeros meses, en la cual se mantiene la alimentación por debajo de los 120 ml/d. La segunda etapa corresponde a los dos últimos meses, en la cual se alcanza una alimentación de 280 ml/d. Estas dos etapas coinciden con las fases de estabilización y optimización, respectivamente. A pesar de esta distinción en las etapas, se puede observar que la tendencia general es de incrementar la alimentación. Al alimentar el reactor con pequeños volúmenes durante los dos primeros meses se le ayuda a desarrollar el consorcio bacteriano, mientras que el incremento en la segunda fase genera tensión en el consorcio bacteriano, y de esta forma se optimiza la generación de biogás.



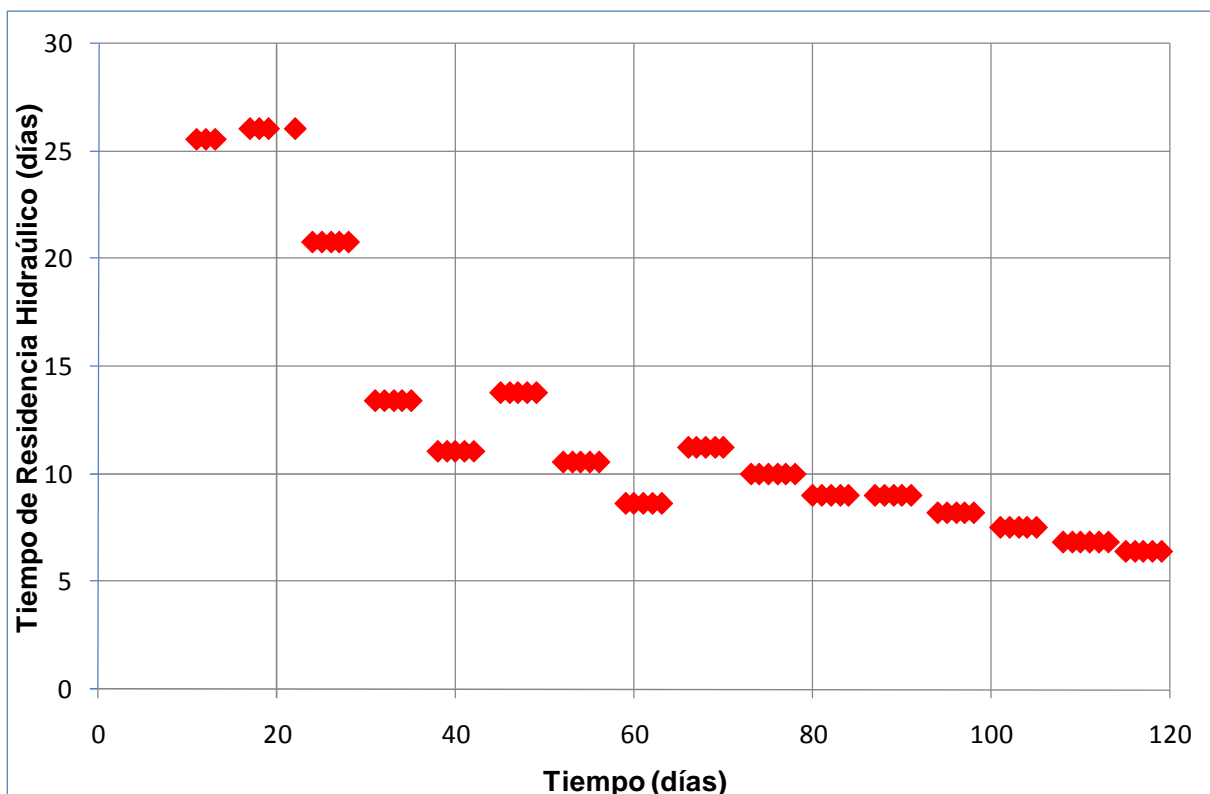
**Fig 4.4.** Variación de la alimentación volumétrica con respecto al tiempo de operación (promedio semanal)

La alimentación volumétrica es útil para determinar el tiempo de residencia hidráulico, pero no indica la disponibilidad de alimento por lo que se debe indicar la carga orgánica alimentada. En la Fig 4.5 se indica la carga orgánica alimentada con respecto al tiempo de operación. En esta gráfica se observa incrementos periódicos semanales en la alimentación, de manera similar a la alimentación volumétrica. Durante los primeros dos meses se mantiene una alimentación por debajo del  $1.0 \text{ kg DQO/m}^3\cdot\text{d}$ , esto quiere decir que durante este tiempo se operó el reactor bajo las condiciones ideales para un reactor de mezcla continua como se indica en la sección 2.2.1. En los últimos dos meses se alimenta al reactor con cargas superiores a este límite, alcanzando un máximo de  $3.1 \text{ DQO/m}^3\cdot\text{d}$  al final de la operación. Estas dos etapas de alimentación coinciden con las fases de estabilización y optimización, respectivamente.



**Fig 4.5.** Variación de la carga orgánica diaria alimentada con respecto al tiempo de operación

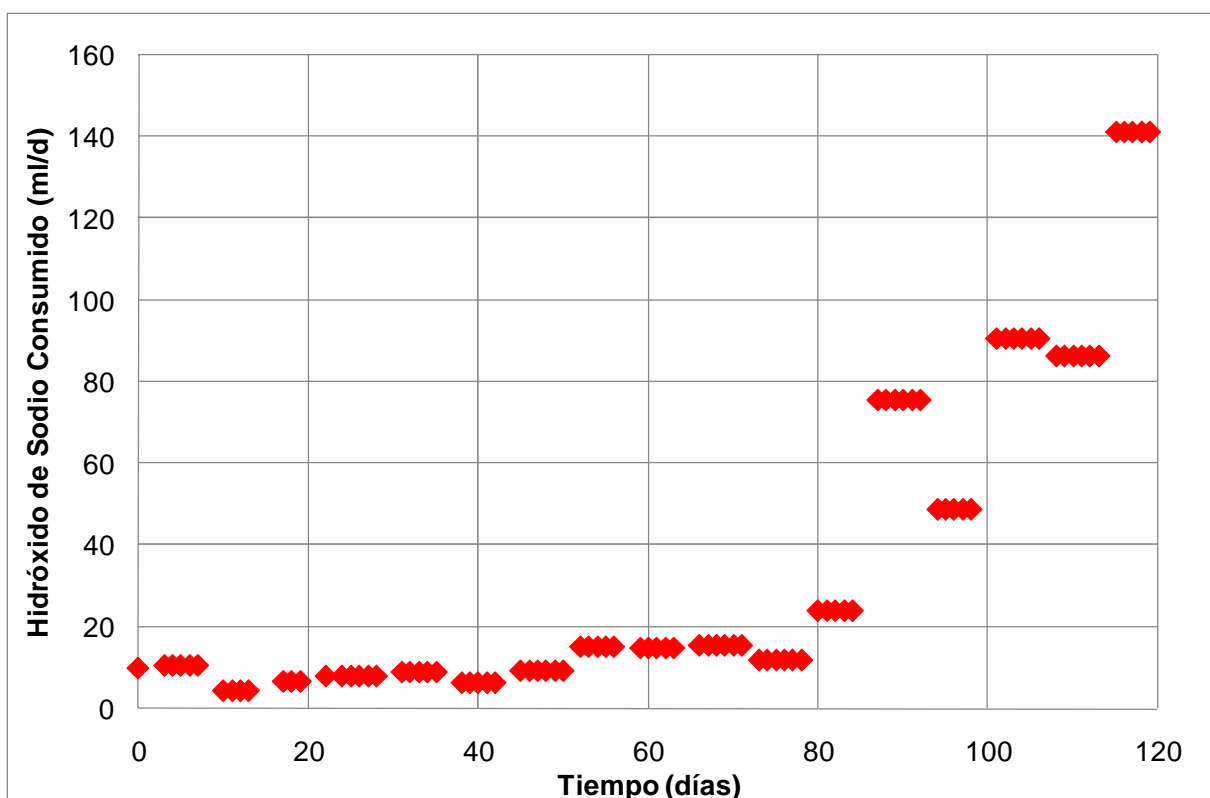
Como se observa en la Fig 4.6, en el tiempo de residencia hidráulico también se observa dos etapas bien definidas. La primera corresponde a la fase de estabilización y la segunda a la fase de optimización. En la fase de estabilización se comienza con tiempos de residencia superiores a los 20,8 días y se alcanza un mínimo de 10 días, esto quiere decir que al final de la etapa de estabilización se alcanzó el límite de operación de un reactor de mezcla continua sin reciclo. Durante la segunda etapa se operó por debajo de los 10 días de residencia hasta alcanzar un mínimo 6,4 días, momento en el que el reactor dejó de generar. Estos tiempos de residencia corresponden a un reactor de mezcla continua con reciclo, razón por la cual el reactor perdió capacidad de reducción de la carga orgánica y hasta que finalmente dejó de producir biogás después de cuatro meses de operación.



**Fig 4.6.** Variación del tiempo de residencia hidráulico (TRH) con respecto al tiempo de operación (promedio semanal)

El consumo de hidróxido de sodio (NaOH) indica la capacidad del sistema para auto-regularse. Durante los primeros 80 días de operación el consumo de NaOH (1.0 Molar) se mantuvo entre 4.4 y 15.6 ml por día, con un promedio de consumo de 10.5 ml y una desviación estándar promedio de 3.0 ml. A partir del día 80 el consumo se incrementó drásticamente de 23.9 ml hasta un máximo final de 141.2 ml de NaOH por día. El consumo promedio durante estos últimos 40 días fue de 78.3 ml y la desviación estándar promedio de 26.4 ml. Esto indica que durante este período el sistema perdió completamente su capacidad de regularse, hasta que finalmente colapsó en el día 120 al ingreso de 312 ml de NaOH en un solo día como se puede ver en la Fig 4.7. Esto se debe a que se dejó de alimentar estiércol al sistema a partir del día 40 y a la gran cantidad de carga orgánica alimentada diariamente al reactor. Como se puede observar en la figura, el consumo de NaOH se duplica una semana después de esto y se mantiene en ese consumo hasta el día 80, momento en el cual la dilución del estiércol es tan

alta que su concentración se considera despreciable. Este incremento coincide con el período de inestabilidad del control de pH como se puede observar en la Fig 4.2. En general se puede decir que el reactor consume 0.012 y 0.087 kg NaOH/kg DQO alimentada para las fases de estabilización y optimización, respectivamente.



**Fig 4.7.** Variación del consumo de NaOH diario con respecto al tiempo de operación (promedio semanal)

La generación diaria de biogás es muy variable e inestable como se observa en la Fig 4.8, sin embargo se lograron identificar dos etapas bien definidas. La primera coincide con la etapa de estabilización, donde la generación permanece por debajo del litro de gas por día. Esta primera etapa concluye en el día 50, momento en el cual comienza la segunda etapa y en donde existe un gran incremento en la generación de biogás, duplica la generación anterior. De ahí en adelante sigue aumentando la generación de biogás de manera consistente hasta un máximo de generación de 4520 ml en un solo día. Esto no significa que el sistema haya producido consis-

tentamente esta cantidad de gas, sino que fue un pico. Al analizar la generación diaria con el promedio semanal el reactor llegó a un máximo de 2411 ml por día. Este valor si representa la generación del reactor. Si se divide este valor para el volumen promedio de líquido en el reactor (1800 ml) se tiene un factor de generación de 1.34 l biogás/l de reactor.

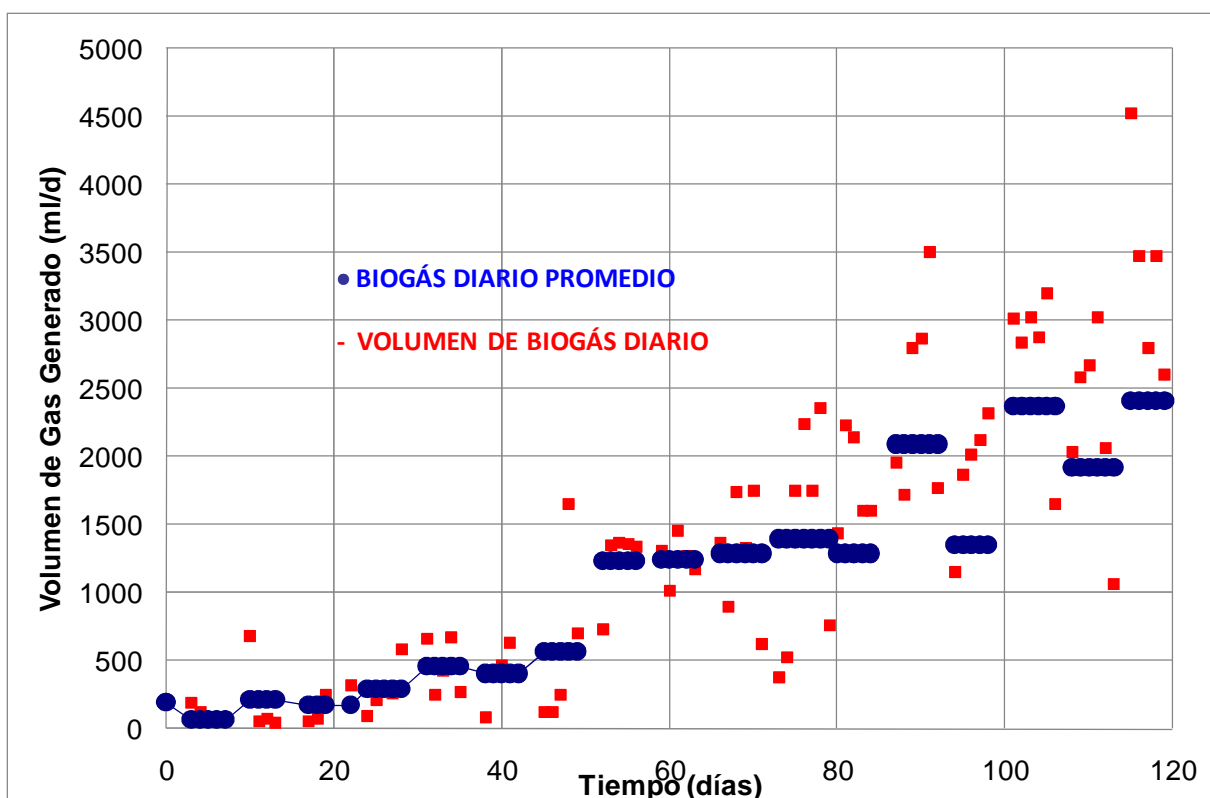
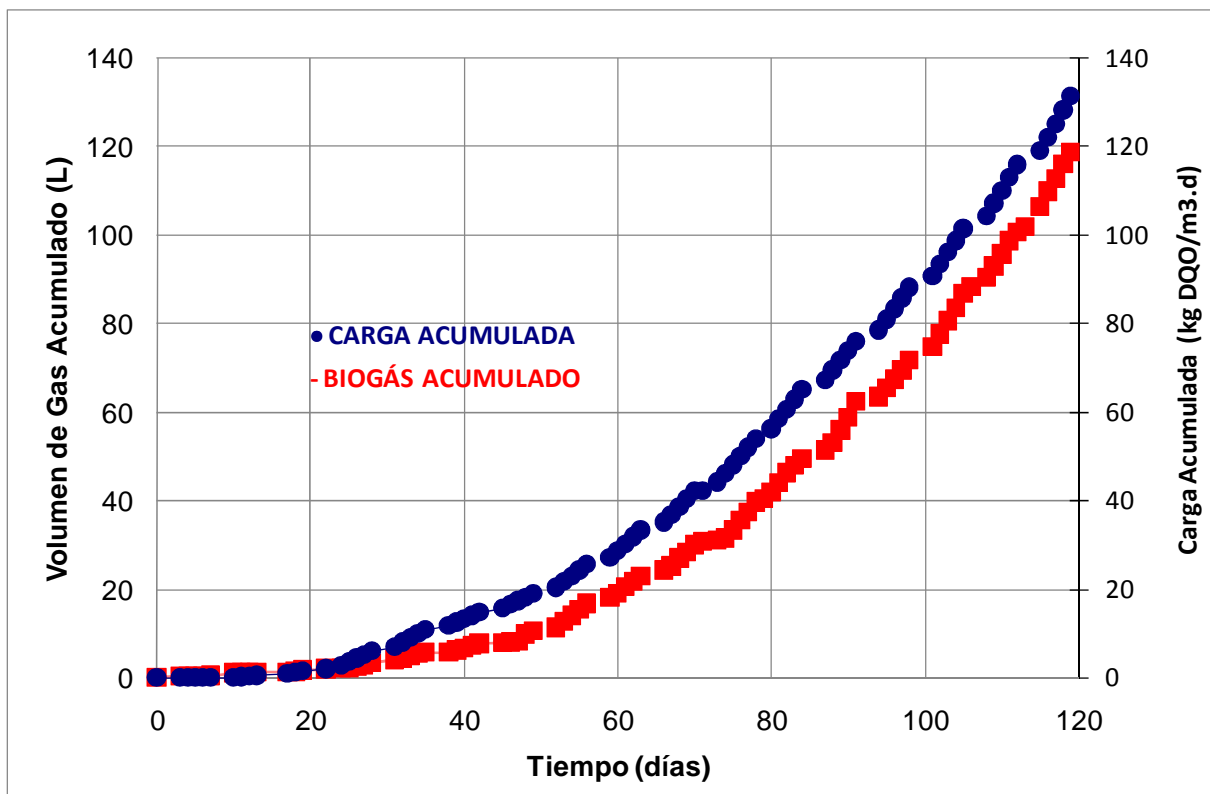


Fig 4.8. Variación de la generación de gas por día con respecto al tiempo (promedio semanal)

La generación acumulada de biogás es de 118,7 l y la carga total alimentada de 131 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. Como se puede ver en la Fig 4.9 la tendencia de las dos gráficas es muy parecida, por lo que se puede obtener un valor que relacione la generación diaria de gas con respecto a la masa de carga alimentada. El tiempo total de operación de este reactor es de 120 días, lo que da una generación promedio de 989 ml biogás/d y una carga de 1.09 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. Suponiendo una concentración de metano del 60% durante toda la prueba y ajustando la generación a condiciones estándar (1 atm y 25 °C), se generó 415.3 ml CH<sub>4</sub>/d. Esto da un factor de generación con respecto a la carga alimentada de 0.30 l CH<sub>4</sub>/ kg DQO. Este valor no se puede comparar con los valores obtenidos en la bibliografía y expuestos en el marco teórico porque

los valores indicados ahí comparan la generación volumétrica con la DQO consumida, mas no con la DQO alimentada como en este caso.



**Fig 4.9.** Generación acumulada de gas y carga alimentada acumulada con respecto al tiempo de operación

Los valores de la DQO en el reactor se presentan en la Fig 4.10. Con respecto a la calidad del biol que sale de este reactor se logró reducir la carga orgánica durante los primeros 10 días de operación, teniendo como máxima reducción la etapa después de la fase de arranque del reactor la cual alcanzó un 16.4% de reducción con respecto a la carga inicial. A partir de este día la carga orgánica en el reactor se incrementa paulatinamente hasta alcanzar las condiciones iniciales del reactor en el día 80, y superar estas condiciones al final de la operación en el día 120. Esta tendencia coincide con lo observado en el consumo de NaOH, que indica una disminución en la capacidad de digestión del reactor durante los últimos 30 días de operación.



En la Tabla 4.1 se muestran los cálculos para el balance de masa de carbono en el biorreactor. Los datos de la fila de alimentación son obtenidos de la Fig 4.5, los de la fila de salida son obtenidos de la Fig 4.10, la fila consumo es la diferencia entre la alimentación y la salida. Los datos de generación de metano se obtienen de la Fig 4.8 y la producción específica de biogás es la relación entre la producción de gas y la masa de DQO consumida cada día durante los diferentes períodos descritos en la Fig 4.10. En esta tabla se evidencia un crecimiento en el coeficiente de generación conforme avanza el tiempo de operación, desde un mínimo de 0.0 hasta un máximo de  $0.081 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}$  removido. Esto se debe a que la alimentación del reactor se fue incrementando poco a poco, como ya se describió anteriormente y, a que la generación de gas fue aumentando en las diferentes fases operacionales. A pesar de que el rango de generación correspondiente a la fase de optimización es diez veces mayor al de la fase de arranque, sigue siendo un valor bajo en comparación a los datos de generación teóricos que varían entre  $0.10 \text{ m}^3$  y  $0.35 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}$  removido.

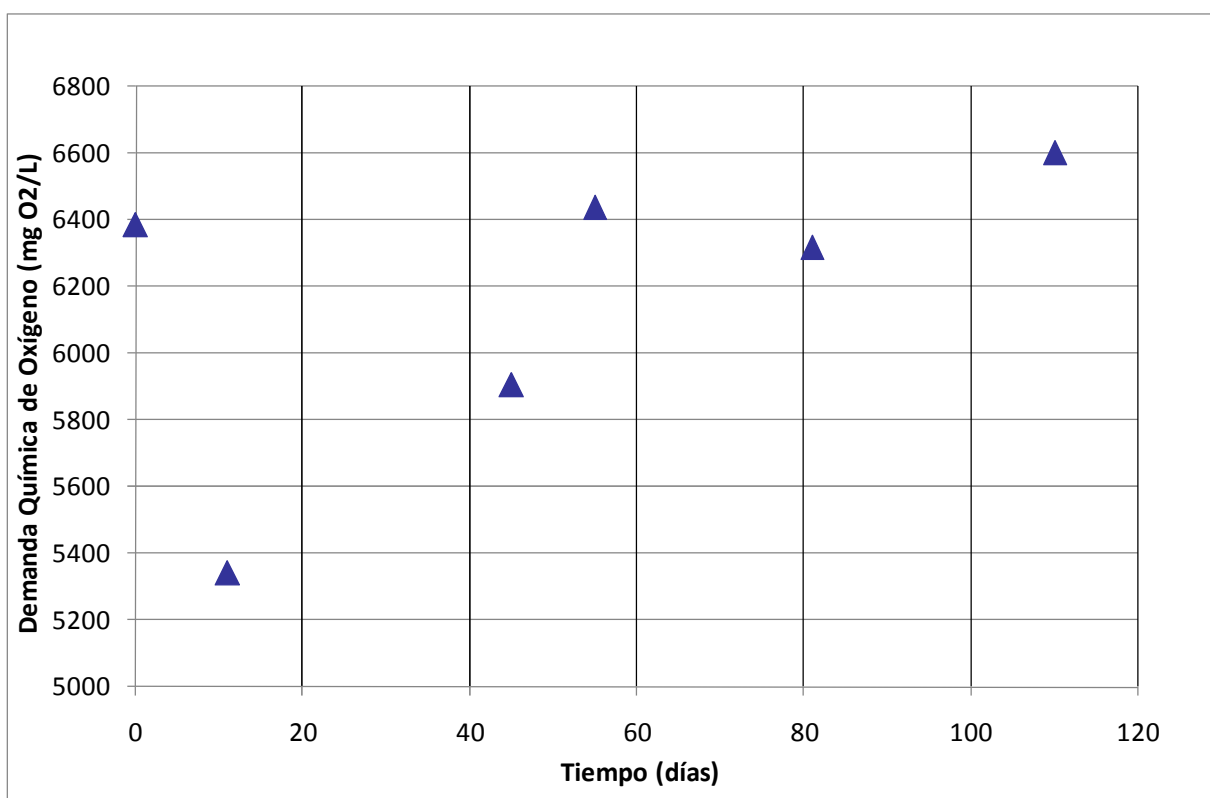


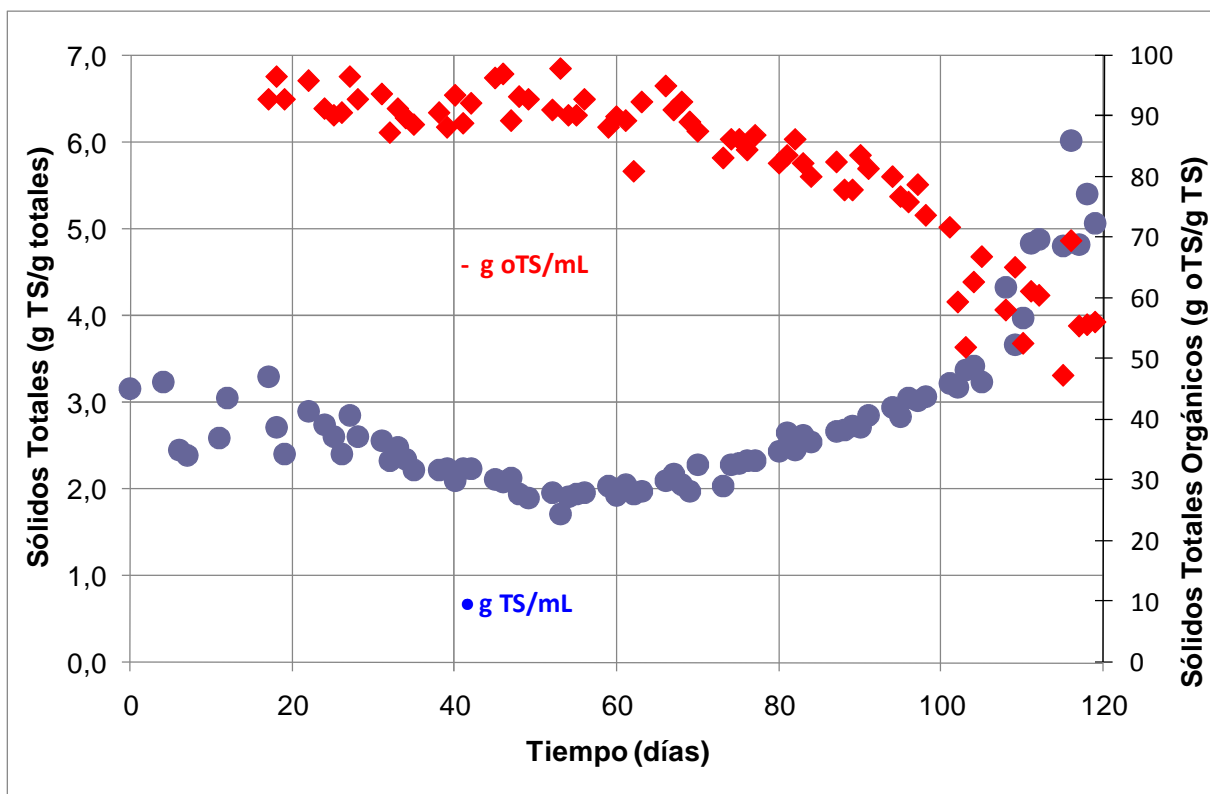
Fig 4.10. Demanda química de oxígeno del reactor con respecto al tiempo de operación

**Tabla 4.1.** Cálculo del coeficiente de generación de metano en base al balance de masa

Fase	Llenado	Arranque	Estabilización		Optimización	
Fecha	19/09/08	30/09/08	03/11/08	13/11/08	09/12/08	07/01/09
Alimento (kg <sub>DQO</sub> )	0	6,32 x10 <sup>-6</sup>	1,05 x10 <sup>-4</sup>	1,62 x10 <sup>-4</sup>	2,69 x10 <sup>-4</sup>	3,90 x10 <sup>-4</sup>
Salida (kg <sub>DQO</sub> )	9,58x10 <sup>-4</sup>	8,01 x10 <sup>-4</sup>	8,86 x10 <sup>-4</sup>	9,65 x10 <sup>-4</sup>	9,47 x10 <sup>-4</sup>	9,90 x10 <sup>-4</sup>
Consumo(kg <sub>DQO</sub> )	3,11 x10 <sup>-2</sup>	3,15 x10 <sup>-2</sup>	3,13 x10 <sup>-2</sup>	3,12 x10 <sup>-2</sup>	3,15 x10 <sup>-2</sup>	3,15 x10 <sup>-2</sup>
CH <sub>4</sub> generado (m <sup>3</sup> )	0	1,5 x10 <sup>-4</sup>	3,0 x10 <sup>-4</sup>	8,5 x10 <sup>-4</sup>	1,37 x10 <sup>-3</sup>	2,45 x10 <sup>-3</sup>
Producción Específica de Biogás (m <sup>3</sup> CH <sub>4</sub> /kgDQO <sub>rem</sub> )	0	0,005	0,010	0,028	0,045	0,081

El contenido de sólidos totales en el biol varía en dos etapas, la primera decrece en su contenido desde un valor máximo de 3.3 g/l hasta un mínimo de 1.7 g/l en el día 53. Esto coincide con el período en el que se logró estabilizar la cantidad de la carga alimentada al reactor. A partir de este día la concentración de sólidos aumenta hasta un máximo de 6.0 g/l, lo que coincide con la etapa de incremento en la carga alimentada al reactor (ver Figura 4.11).

El contenido de sólidos totales orgánicos se mantiene constante entre un rango de 87.4 y 97.9 g/l, con un promedio de 90.9g/l y una desviación estándar de 2.86 g/l hasta el día 80. A partir de este día su concentración disminuye hasta un valor mínimo de 47.3 g/l. El punto de viraje coincide con el punto de viraje del consumo de NaOH (ver Fig 4.11) porque el NaOH aporta con material no calcinable, reduciendo la concentración de orgánicos volátiles. Esto también indica que la concentración de oTS depende de la salud del reactor. El momento en el que baja su concentración coincide con el momento en que el control del reactor se dificulta.



**Fig 4.11.** Contenido de sólidos totales y sólidos orgánicos volátiles en el biol con respecto al tiempo (g totales = g líquido + g sólidos)

En el caso de la estabilización del biol, las pruebas son favorables ya que no se detectaron bacterias *E. coli* en las muestras y el conteo de coliformes totales es de 95 UFC/ml, lo cual está por debajo de toda norma nacional e internacional que exigen un mínimo de 100 UFC/ml (ver Fig 4.12.).



**Fig 4.12.** Unidades Formadoras de Colonias de Coniformes Totales Para el Biol del 09-Dic-2008

En resumen, los resultados para el reactor automático indican que sí se dieron las cuatro fases descritas en el segmento teórico. Según indican los datos de alimentación volumétrica, DQO alimentado, tiempo de residencia hidráulico NaOH consumido y biogás generado los tiempos de las fases son los siguientes: fase de alimentación del día 0 al día 10, fase de estabilización del día 10 al día 50 y la fase de optimización del día 50 al día 120. Durante estas tres fases el pH se mantuvo alrededor de 6.1, la temperatura en 33 °C y la mezcla en 200 RPM para las dos primeras fases y en 300 RPM para la fase de optimización. Se incremento la alimentación volumétrica en 20 ml por semana y la DQO alimentada en 0.30 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d. El coeficiente de generación de biogás fue de 0.006 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO consumido\*d para la fase de arranque, 0.010 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO consumido\*d para la fase de estabilización y de 0.060 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO consumido\*d. Lo que indica la importancia de implementar una fase de optimización en un biorreactor ya que la generación en esta fase es 10 veces mayor a las otras dos fases. A pesar de esto, no se logró el mínimo recomendado de 0.10 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO consumido\*d. Esto se debe a que se trabajó con desechos orgánicos diluidos y no con agua residual, lo que dificultó en gran medida la operación y terminó colapsando el reactor debido a su pequeño tamaño. Finalmente, cabe destacar que la cantidad de bacterias patógenas se mantuvo por debajo de los 100 UFC/ml a lo largo de todo el tiempo de operación.

#### ***4.2. Operación de los Reactores de Botellón de 2.6 l***

A continuación se presentan los resultados de la operación de los tres reactores verticales de 2.6 l. La composición inicial de los reactores se muestra en la **Tabla 4.2** y la alimentación se muestra en la **Tabla 4.3**. La diferencia en la masa de estiércol del reactor 1 se debe a que el estiércol de vaca tiene una DQO tres veces menor que los otros estiércoles. De igual forma, en la alimentación se le da más estiércol al reactor 1 por la misma razón. De esta forma se garantiza que todos los reactores reciban la misma carga orgánica (DQO) diaria y el mismo tiempo de residencia, ya que al diluir las muestras en agua el volumen alimentado es el mismo.

**Tabla 4.2.** Composición de la mezcla de arranque reactores de botellón de 2.6 l

<b>MEZCLA</b>	<b>REACTOR 1</b>	<b>REACTOR 2</b>	<b>REACTOR 3</b>
Est. Vaca (g)	400	200	200
Est. Codorniz (g)	-	80	-
Est. Gallina (g)	-	-	80
Inóculo (g)	200	200	200
Desechos Org. (g)	200	200	200
Agua (g)	1200	1320	1320

**Tabla 4.3.** Composición de la alimentación para los reactores de botellón de 2.6 l durante el tiempo de operación

<b>ALIMENTACIÓN</b>	<b>REACTOR 1</b>	<b>REACTOR 2</b>	<b>REACTOR 3</b>
Est. Vaca (mg)	4.0	-	-
Est. Codorniz (mg)	-	1.0	-
Est. Gallina (mg)	-	-	1.0
Desechos Org. (mg)	6.1	6.1	6.1
Agua (mg)	20	20	20

La temperatura promedio de los tres reactores hasta el día 32 fue de 19,7 °C, con un máximo de 22 °C y un mínimo de 17 °C, y una desviación estándar promedio de 1.18 °C. El pico de 34 °C en el día 39 es el resultado de una operación continua con intercambiador de calor funcionando las 24 horas a diferencia de las 3 horas diarias con las que operó el resto del tiempo (ver Fig 4.13).

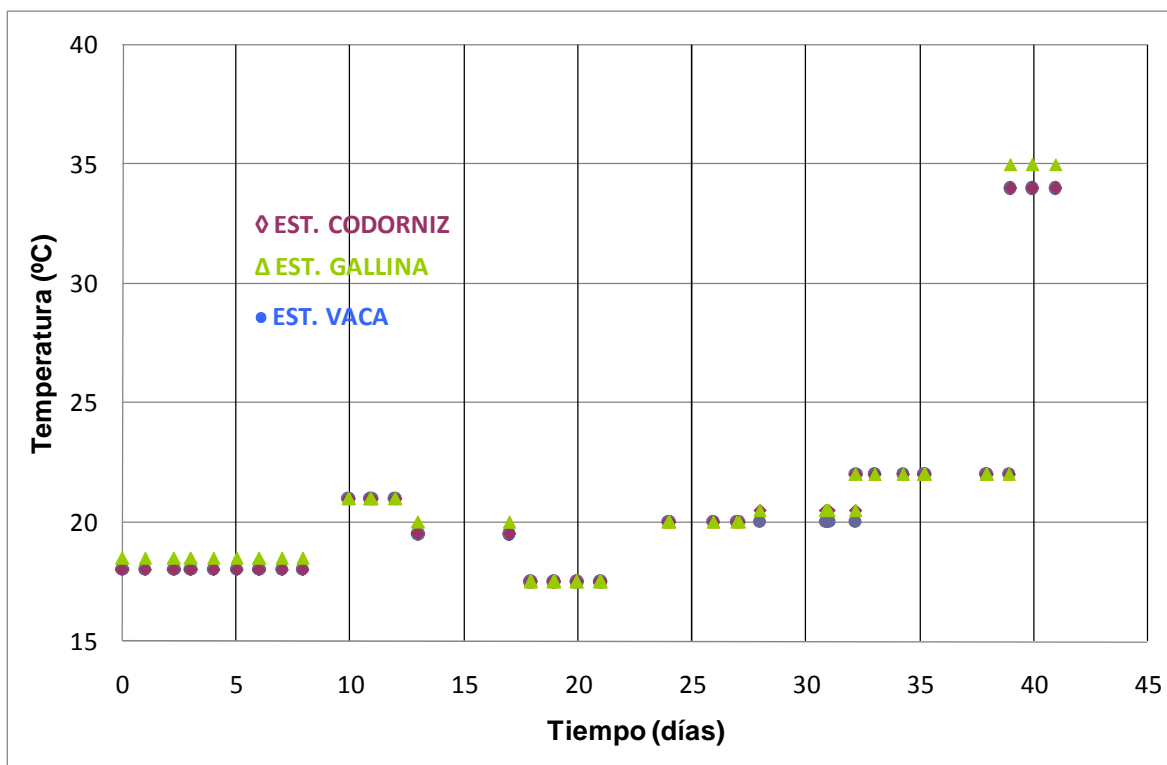


Fig 4.13. Variación de la temperatura de los botellones con respecto al tiempo de operación

Durante los 30 días de operación el pH del reactor blanco (reactor 1) tiene un promedio menor en casi una unidad al reactor de la codorniz y al reactor de la gallina (reactor 2 y reactor 3, respectivamente) como se puede ver en la

Tabla 4.4 y en la Fig 4.14. De igual forma su máximo es bastante menor a los otros y ni siquiera está cerca del valor recomendado de pH para reactores anaeróbicos. Su mínimo también es bastante crítico, pues está más de 1 punto por debajo del valor mínimo para reactores anaeróbicos. Los mínimos de los otros dos reactores están apenas bajo el nivel recomendado. Esta característica se puede evidenciar desde el principio, donde los otros dos reactores tienen valores de pH superiores a 7 y el reactor 1 tiene un pH de 5.5, por lo tanto un pH inferior al recomendado para este tipo de reactores.

**Tabla 4.4.** Condiciones de pH en los reactores de botellón de 2.6 l

<b>pH</b>	<b>Vaca</b>	<b>Codorniz</b>	<b>Gallina</b>
<b>Promedio</b>	5,22	6,21	6,29
<b>Máximo</b>	5,54	7,11	7,59
<b>Mínimo</b>	4,83	5,85	5,98
<b>Desviación Estándar Promedio</b>	0,28	0,24	0,32

En la Fig 4.14 se puede observar un comportamiento singular en el reactor 1, pues decae drásticamente hasta el día 13 y luego asciende significativamente en sus valores hasta el día 32 para nuevamente volver a caer de forma dramática. Los otros dos reactores describen un comportamiento más predecible, en el cual disminuyen paulatinamente su pH a lo largo de los 40 días. Esto puede deberse a que los estiércoles aviares aportan con alcalinidad al sistema y el estiércol de vaca no. Esto no solo les da mayor capacidad amortiguadora a los reactores que utilizan estiércoles aviares, sino que son capaces de llevar a cabo reacciones de nitrificación que controlan la presencia de amonio y amoníaco en el sistema. Esta carencia del estiércol del reactor 1 desequilibró el sistema y éste terminó el tiempo de operación acidificado.

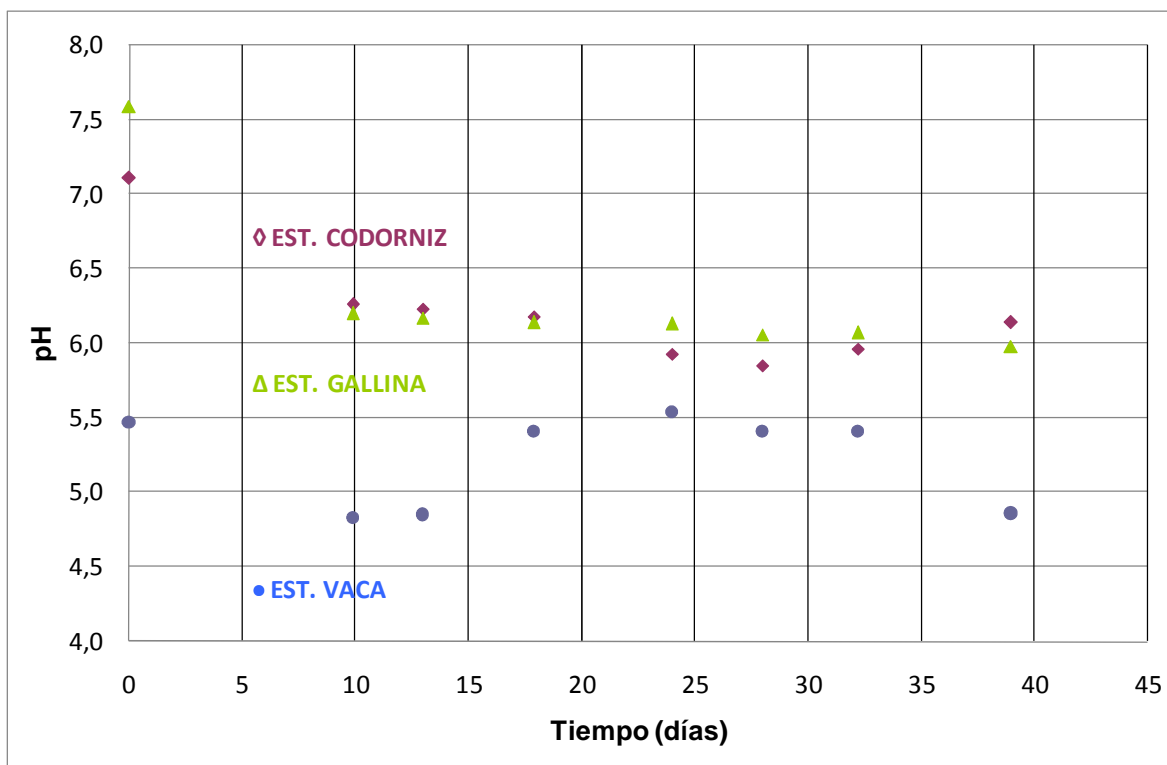


Fig 4.14. Variación del pH de los botellones con respecto al tiempo de operación

El porcentaje de sólidos totales en los tres reactores no supera el 3 g/l. El reactor de estiércol de vaca presenta la mayor concentración de sólidos con un promedio de 2.2 g/l y un máximo de 2.86 g/L. A su vez, el reactor de estiércol de codorniz presenta la menor concentración con un promedio de 1.23 g/l y un máximo de 1.97 g/l, como se puede ver en la Tabla 4.5.

Tabla 4.5. Condiciones de sólidos totales en los reactores de botellón de 2.6 l

SÓLIDOS TOTALES (g/l)	Vaca	Codorniz	Gallina
<b>Promedio</b>	2,20	1,23	1,98
<b>Máximo</b>	2,86	1,97	2,62
<b>Mínimo</b>	1,16	0,68	1,42
<b>Desviación Estándar Promedio</b>	0,44	0,41	0,37



No se encontró ninguna tendencia clara en lo que respecta a la concentración de sólidos totales en ninguno de los reactores. Esto se puede ver en la Fig 4.15, los valores de cada reactor se encuentran dispersos sin un comportamiento específico.

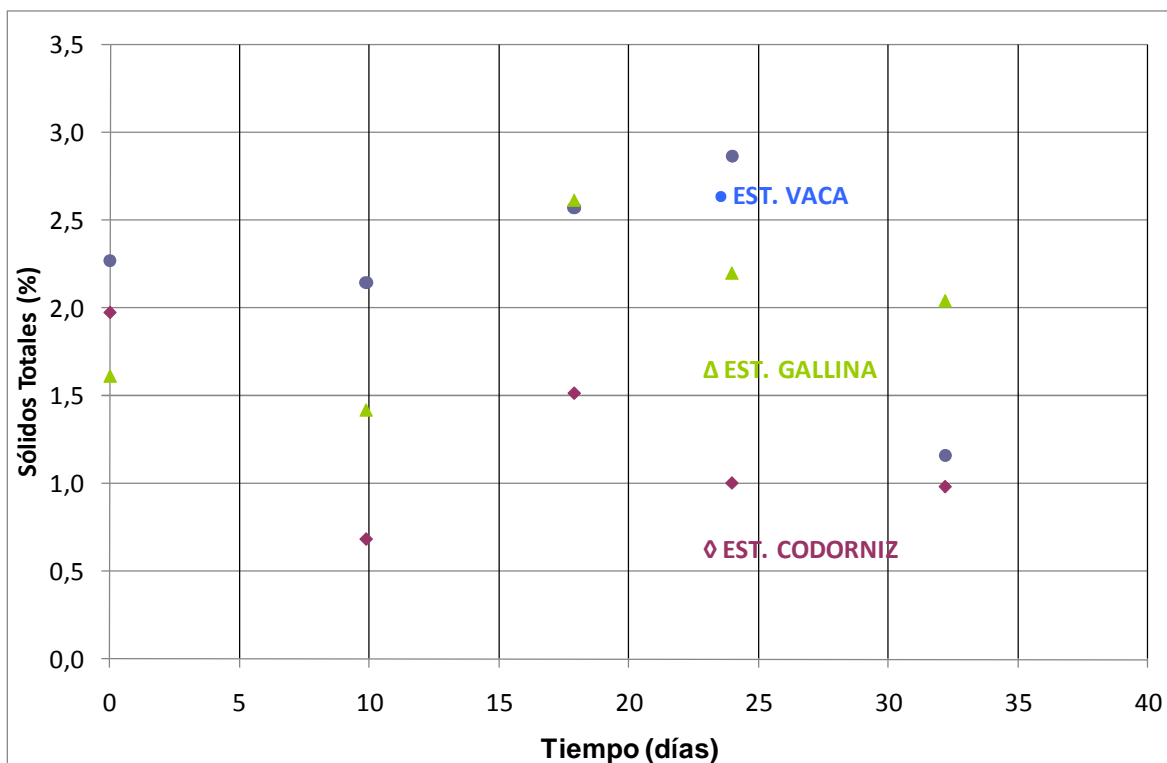


Fig 4.15. Variación de los sólidos totales de los botellones con respecto al tiempo de operación

Los estudios de los sólidos totales orgánicos muestran que el reactor 1 (estiércol de vaca) tiene el promedio de sólidos orgánicos más alto de los reactores con un valor de 85.4 g/l, pero es el reactor 2 (estiércol de codorniz) el que registra el valor máximo de 93.5 g/l, como se puede ver en la

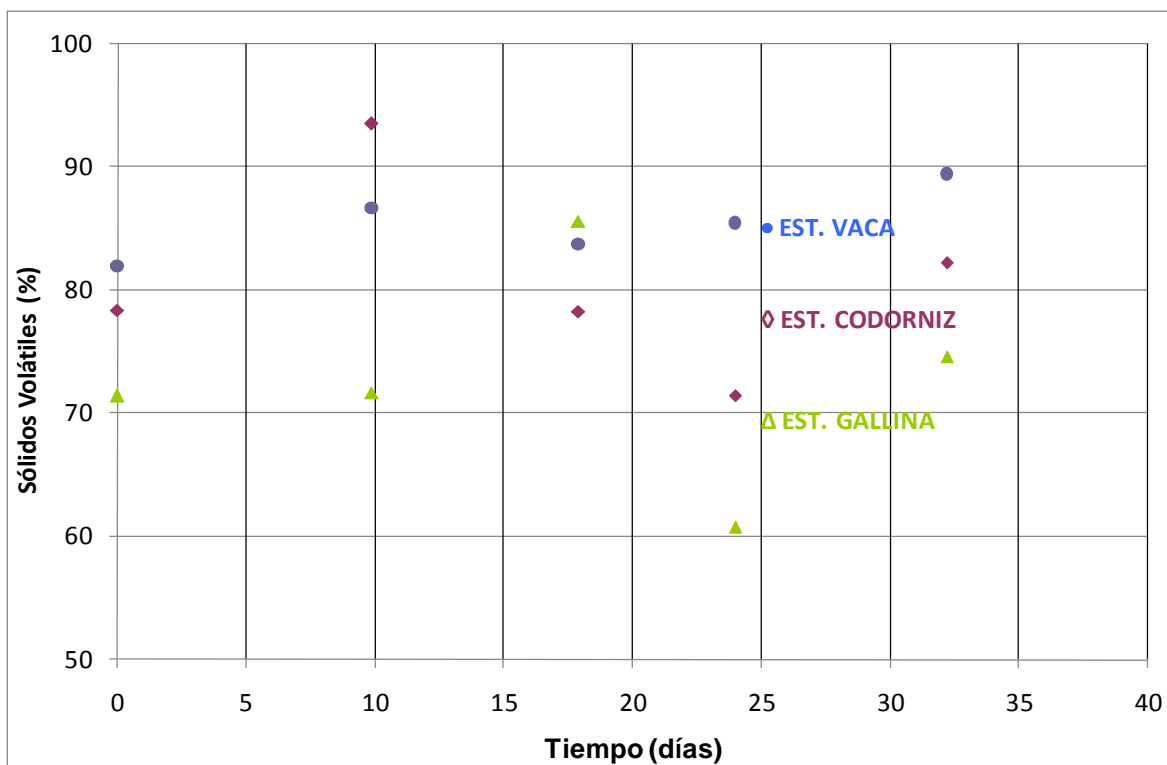
Tabla 4.6. Pero este estiércol debe poseer valores de material celulósico elevados de difícil degradación, pues su generación de biogás fue bastante inferior a la generación de los otros dos tipos de estiércol.

Tabla 4.6. Condiciones de sólidos orgánicos totales en los reactores de botellón de 2.6 l

SÓLIDOS ORGÁNICOS	Vaca	Codorniz	Gallina
-------------------	------	----------	---------

TOTALES (g/l)			
<b>Promedio</b>	85,44	80,77	72,82
<b>Máximo</b>	89,44	93,53	85,62
<b>Mínimo</b>	81,93	71,46	60,77
<b>Desviación Estándar Promedio</b>	2,08	5,68	5,84

La variación del porcentaje de sólidos orgánicos volátiles con respecto al tiempo tampoco muestra una tendencia clara en su comportamiento, como se puede ver en la Fig 4.16. Se observa un comportamiento bastante estable del estiércol de vaca, pero no se puede hablar de una tendencia. Para los otros dos tipos de estiércol la situación es aún más caótica que el estiércol vacuno, pues no evidencian tendencia alguna y su comportamiento es muy difuso. Esto puede deberse al método empleado para la extracción de las muestras, que no garantiza la homogeneidad de las mismas. Además, de lo rústico del reactor y su principal limitación que es la falta de agitación.



**Fig 4.16.** Variación de los sólidos orgánicos totales de los botellones con respecto al tiempo de operación

La presión generada por cada reactor se asocia con la cantidad de biogás producida. En el caso del estiércol de vaca se generó un total de 15.3 psi (1.04 atm) de sobrepresión. Para los otros estiércoles el valor es muy cercano con 48.3 psi y 51.0 psi (3.29 y 3.47 atm) en los reactores de gallina y codorniz, respectivamente. En las tres curvas representadas en la Fig 4.17 se puede observar un salto en el día 31, el cual corresponde a la incorporación de calor al sistema por medio del intercambiador de calor. Este salto afecta los resultados finales pues la presión es sensible a los cambios de temperatura. Para eliminar el efecto de este salto se normalizó la presión a 25°C, lo que indica que este incremento en la temperatura no solo incrementa la presión parcial del gas, sino que también aumenta la capacidad de generación de biogás del sistema. Al transformar esos datos de presión en volumen, se obtuvieron los siguientes datos acumulados: 29.2 l, 92.1 l y 88.5 l para vaca, codorniz y gallina respectivamente. Con una carga en la alimentación de 0.43 kg DQO/m<sup>3</sup>\*d, se tiene los siguientes factores de producción: 0.012, 0.040 y 0.038 l CH<sub>4</sub>/kg DQO alimentado para vaca, codorniz y gallina respectivamente. Al comparar estos factores de generación, con el 0.30 l CH<sub>4</sub>/ kg DQO alimentado que se obtuvo en el reactor automático, se evidencia una baja considerable en la capacidad de generación de biogás del sistema. El control automático y la agitación continua incrementan la capacidad de generación de biogás en un factor de 10. Al comparar entre los factores de generación de los tres reactores, tanto los desechos de codorniz como los desechos de gallina tienen mucho mayor potencial que los desechos vacunos en una relación aproximada de 4 a 1. Entre los dos desechos aviares, la diferencia es tan pequeña que se puede considerar que tienen una capacidad similar de generación de biogás.

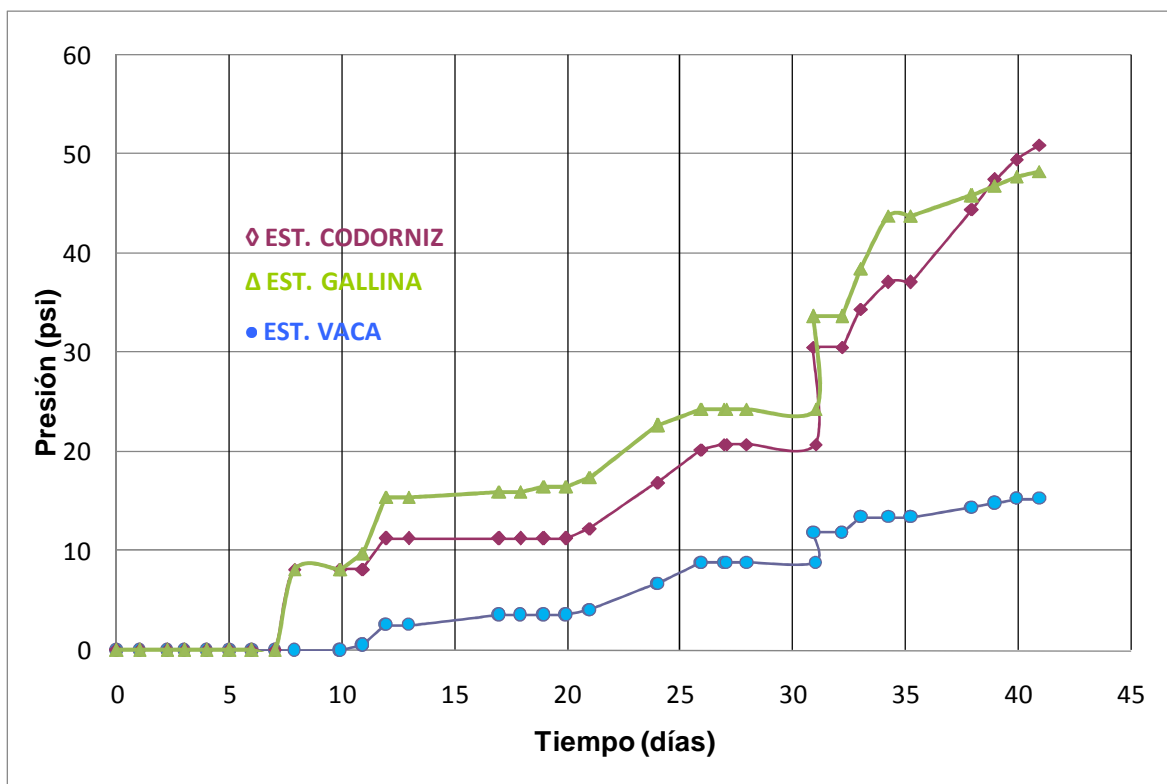


Fig 4.17. Presión acumulada normalizada a 25°C con respecto al tiempo de operación

En la Fig 4.18 se muestra la capacidad de digerir desechos por parte de cada reactor de bottellón. En esta figura se observa la demanda química de oxígeno obtenida de las muestras representativas de cada fase de operación. Durante la fase de arranque se observa una pequeña reducción de la demanda en los reactores de codorniz y de gallina, y un pequeño incremento en la demanda en el reactor de vaca. A continuación, durante la fase de estabilización se observa una reducción en la demanda química de oxígeno llegando a valores inferiores a la mitad de la demanda inicial para cada reactor. Sin embargo, durante los últimos días de esta fase se evidencia un incremento en la demanda de los tres reactores. Esto se debe principalmente a la falta de agitación y la inexistencia de un control de pH. En otras palabras, los reactores estaban comenzando a mostrar características acidogénicas por la incapacidad de las bacterias meta-nogénicas al acceso a suficientes nutrientes y a la incapacidad de los sistemas de mantenerse en un pH ideal.

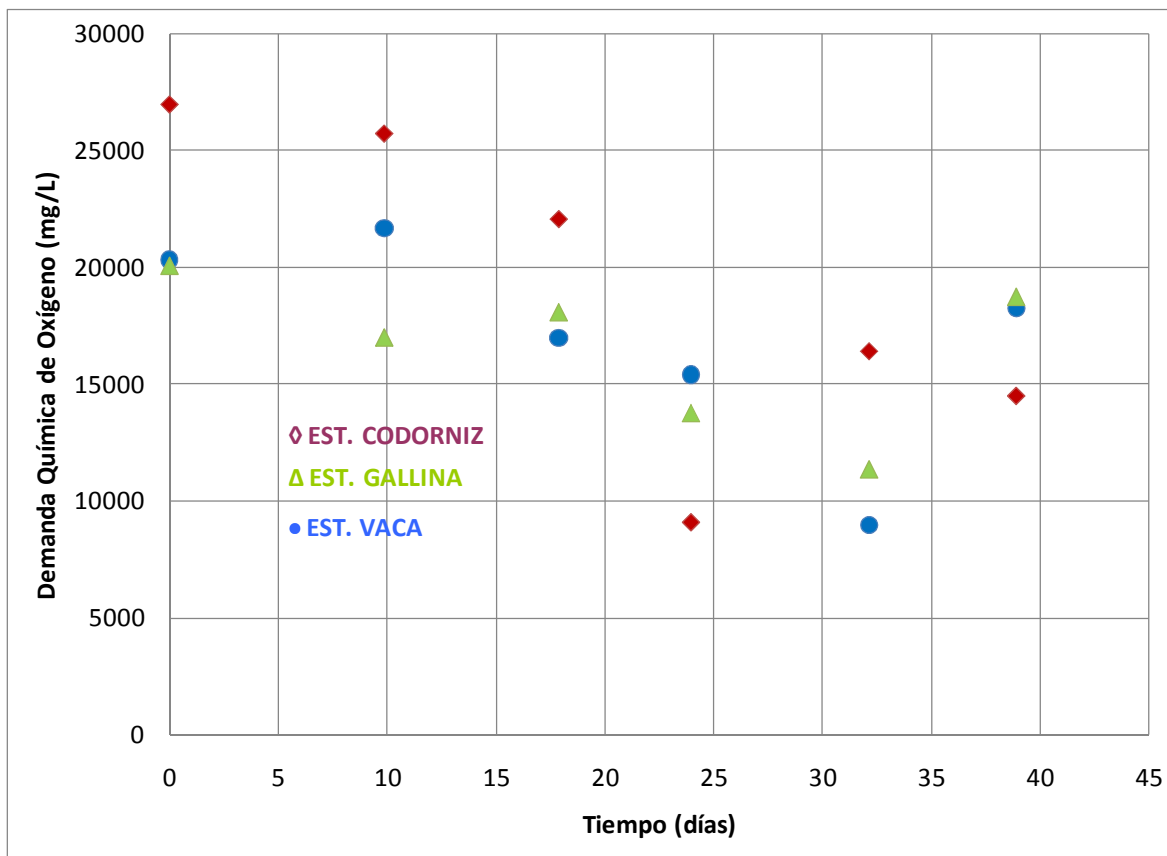


Fig 4.18. Demanda química de oxígeno de los botellones con respecto al tiempo de operación

En resumen, los dos reactores con estiércol aviar son más robustos ante los cambios de pH que el reactor con estiércol vacuno ya que los reactores 2 y 3 mantuvieron su pH por encima de 6 a lo largo del tiempo de operación, mientras que el reactor 1 no alcanzó nunca un pH de 6. Esta incapacidad del reactor 1 se manifiesta en su bajísima capacidad de generar presión, más de tres veces menor a la generación de los otros reactores. Con respecto a la cantidad de sólidos disueltos y sólidos orgánicos totales no se puede identificar una tendencia, por lo que no se encuentra una relación entre la concentración de sólidos y el desempeño de los diferentes reactores. Con respecto a la demanda química de oxígeno, los tres reactores muestran un comportamiento muy parecido, lo que indicaría que los tres tipos de estiércol pueden ser estabilizados con esta tecnología.

Al comparar el reactor automático con los reactores del botellón, se anticipa una mayor capacidad de generación del reactor automático. En este contexto, si se compara la fase de estabilización del reactor automático con la operación de los reactores de botellón se encuentran condiciones similares para sólidos totales y sólidos orgánicos totales, y para el caso de los reactores con desechos aviarios también mantienen un pH muy parecido cercano al 6.1 a pesar de no tener alimentación de NaOH. Con respecto a la generación de gas, es de 0.30 l CH<sub>4</sub>/kg DQO alimentada contra valores de 0.012, 0.03 y 0.04 l CH<sub>4</sub>/kg DQO alimentada para los reactores 1, 2 y 3, respectivamente. Esto quiere decir, que la agitación continua y el control de temperatura incrementan la generación de biogás en un factor superior a 10. si se compara con el reactor 1, también se considera el control de pH, que junto a los otros controles incrementan la generación en un factor de 50. Lo que justifica con sobra de razones la utilización de estos mecanismos para la mejora de este tipo de reactores y su mejor funcionamiento.

## 5. Conclusiones

Se puso en marcha y se operó varios biorreactores con el fin de determinar el coeficiente de generación de biogás con respecto a la carga orgánica consumida. Para esto se utilizó un biorreactor automático y tres biorreactores de botellón durante 120 y 45 días, respectivamente. Cada reactor se alimentó con una mezcla de desechos orgánicos triturados, estiércol de varias especies y esta mezcla se disolvió en agua. Durante la operación se midieron varios parámetros que permitieron identificar las fases de arranque, estabilización y optimización en cada reactor. En los análisis de las diferentes muestras se midieron parámetros como: el pH, la temperatura, la DQO alimentada, la DQO del reactor, NaOH consumido, velocidad de mezcla, volumen de alimentación, volumen extraído, sólidos totales, sólidos orgánicos totales y biogás generado. Todos estos datos fueron analizados en búsqueda de tendencias, la cuales fueron comparadas entre sí para determinar el comportamiento del sistema dentro de cada reactor, como afecta cada parámetro a su funcionamiento final y la eficiencia de cada reactor.

La temperatura, el pH y la agitación se mantuvieron dentro de un rango en el reactor automático durante todo el tiempo de operación. Debido a este control, se impidió que el sistema colapse pues este debe permanecer en un pH superior a 6 y el reactor se mantuvo en 6.1, la temperatura se mantuvo en 33 °C que está dentro del rango mesofílico y la agitación se mantuvo entre 200 y 300 RPMs, garantizando una mezcla completa durante todo el tiempo de operación. Este método de control mantuvo las condiciones ideales para que el sistema sea metanogénico y no se acidifique como se puede comprobar en la generación continua de biogás durante todo el tiempo de operación.

El incremento drástico en el consumo de NaOH a partir del día 80 provocó una inestabilidad muy elevada en el sistema de control de pH, lo que ocasionó el colapso del sistema. Por lo que se puede concluir que el sistema perdió su capacidad amortiguadora en ese día, hasta que colapsó 40 días después. Esta pérdida en la capacidad amortiguadora del reactor automático se debe a que se le dejó de alimentar estiércol de vaca, el cual actúa como agente amortiguador dentro del sistema. Por lo tanto, para controlar el equilibrio ácido – básico de un sistema no

solo se necesita un control automático, sino que una alimentación balanceada del reactor puede resultar más importante para el correcto funcionamiento del reactor.

El coeficiente de generación para la fase de optimización del reactor automático fue de  $0.060 \text{ m}^3 \text{ CH}_4/\text{kg DQO}$  removido, lo cual es el 60% del mínimo recomendado y es casi seis veces más pequeño que el valor teórico sugerido por Droste (6). A pesar de ser un coeficiente pequeño en comparación al recomendado, es un coeficiente que se obtuvo después de haber operado 50 días en condiciones de estabilización. Este tiempo es bastante largo, si se compara con la mayoría de estudios publicados que corresponden a estudios de un mes. Además, en este reactor se logró esta generación con desechos orgánicos sólidos disueltos en agua, y no con aguas residuales. Por lo que, para ser un primer intento, el tener un coeficiente de generación de biogás como el que se obtuvo está en rango y puede ser optimizado con un par de mejoras en la operación del reactor.

Durante toda la fase de optimización se operó el reactor por encima de los valores de carga recomendados de  $1.0 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ , por lo que la capacidad del reactor de remover materia orgánica se fue reduciendo paulatinamente hasta que esta dejó de ser una propiedad del sistema. Si bien un valor de alimentación de DQO alto es bueno para la generación de biogás, también se debe considerar la capacidad del sistema de generar fertilizante orgánico estabilizado. Por lo tanto, para aquellos reactores con este doble propósito, se debe encontrar un punto de equilibrio donde la generación de biogás se maximice junto con la capacidad de degradación de materia orgánica y su correspondiente reducción en la cantidad de DQO del reactor. Si esto no es posible, se deberá pensar y diseñar un sistema para la estabilización de lodos a continuación del biorreactor.

En definitiva, se logró operar un reactor anaeróbico convencional dentro de los parámetros carga de un proceso de contacto (entre  $1.0$  y  $10 \text{ kg DQO}/\text{m}^3 \cdot \text{d}$ ), lo que indica que los desechos orgánicos utilizados poseen nutrientes de fácil acceso para los microorganismos presentes en el sistema, por lo que la generación de biogás utilizando estos desechos es recomendable.



Este tipo de sistemas son excelentes métodos de reducción de factores patógenos, pues las muestras analizadas para *E. coli* y coliformes totales están por debajo de las exigencias más estrictas para disposición de lodos de tratamiento en suelos de cultivo.

Los desechos de codorniz y de gallina tienen mejor capacidad amortiguadora que los desechos de ganado vacuno. El pH de los dos primeros permaneció dentro del rango de 6 – 8, mientras que el desecho de vaca permaneció en fase acidogénica todo el tiempo.

La temperatura es el parámetro de control con la incidencia más alta en la capacidad de generación del sistema. Esto se evidencia en el “salto” de generación que presentan los tres reactores en el día 31 debido a un aumento de más de 10 °C. En los resultados expuestos, se muestra una gráfica de generación de presión normalizada a 25 °C. Esto significa que el incremento de temperatura del sistema no solo subió la presión de los sistemas, sino que provocó un incremento en la generación de biogás los diferentes reactores.

El desecho de gallina tiene un elevado contenido de material celulósico porque a pesar de tener la mayor cantidad de sólidos orgánicos volátiles, presentó la menor generación biogás de los tres reactores con un factor de un tercio de producción comparado con los otros desechos.

## 6. Recomendaciones

Debido a la gran inestabilidad en el volumen generado de biogás por día, se debe diseñar los reactores pensando en una capacidad de almacenamiento que le dé capacidad de ecualización al operador. Especialmente si se desea utilizar para la generación de energía eléctrica, porque la variación en la generación diaria es muy alta. El almacenamiento debería ser lo suficiente para contener el biogás de por lo menos un día. Si no se dispone del espacio, se debería pensar en un sistema de compresión de gas para su almacenamiento a sobrepresión.

El estiércol de gallina y el estiércol de codorniz tienen la misma capacidad amortiguadora y de generación de biogás. La única diferencia radica en la facilidad de manipulación, ya que el estiércol de gallina es difícil de manipular debido a su capacidad de calcificación, por lo que se recomienda tener presente esta característica si se decide utilizar este desecho.

Los problemas del reactor automático fueron consecuencia de los inconvenientes presentados durante la alimentación y la extracción de muestras. Debido a esto, se debería implementar un sistema automático de alimentación, el cual no solo permitiría implementar un sistema de alimentación continua, sino que se podría controlar mejor la cantidad de carga orgánica alimentada y de esta forma optimizar más el sistema.

Los problemas de inestabilidad de pH se podrían controlar e incluso evitar si se alimenta estiércol en la mezcla de alimentación del reactor. La proporción de estiércol en la mezcla puede ser baja, pero se necesita un estudio completo para determinar la cantidad óptima. Incluso se podría hacer una mezcla de varios estiércoles, entre el estiércol de vaca y los estiércoles aviares. Estos últimos tienen una excelente capacidad amortiguadora, pero presentan problemas de calcificación. Por lo que, al mezclarlos con estiércol vacuno, podrían mantenerse en una proporción lo suficientemente baja, pero aportando con una cantidad significativa de carbonato de calcio al sistema y de esta forma manteniendo el pH del sistema en rango.

El reactor utilizado en este experimento es el reactor para tratamiento convencional. Lo que quiere decir que si se utiliza otro tipo de reactor, se podría optimizar aún más de lo que se lograría optimizando el control y la alimentación del reactor. El tener datos de generación de biogás para los diferentes tipos de reactores utilizando desechos orgánicos disueltos en agua con diferentes mezclas de estiércol sería una fuente de información muy valiosa para el sector agro industrial nacional.

## 7. Bibliografía

1. **CATIE.** *Especies Para Leña: Arbustos y Árboles Para la Producción de Energía.* s.l. : Centro Agronómico Tropical de Investigación y Enseñanza, 1984. pág. 344.
2. **GRAMPAOLLI, O. y E. GROPELLI.** El Camino de la Biodigestión. *Secretaría de Extensión. UNL.* 2001.
3. **TCHOBANGLIOUS, G. y F. L. BURTON.** *Ingeniería de Aguas Residuales. Tratamiento, Vertido y Reutilización.* Madrid : Metcalf & Eddy Inc, 1995.
4. **TOERIN, D. F., P. G. THIELE, W. A. PRETORIUS.** *Substrate Flow in Anaerobic Digestion.* San Francisco : s.n., 1970.
5. **CURTIS, H. y N. S. BARNES,.** El Flujo de Energía. [aut. libro] CURTIS H. y N. S. BARNES. *Biología.* Madrid : s.n., 2000, págs. 183 - 210.
6. **DROSTE, R. L.** Anaerobic Water Treatment. *Theory and Practice of Water and Wastewater Treatment.* 1997, págs. 623-664.
7. **ZINDER, S. H.** *Conversion of Acetic Acid to Methane by Thermophiles.* Bologna : Pergamon, 1988.
8. **COPELAND A., S. LUCAS, A. LAPIDUS.** Complete Sequence of Methanosaeta Thermophila PT. *www.microbewiki.kenyon.edu.* [En línea] 1987. [Citado el: 15 de Abril de 2009.] <http://www.microbewiki.kenyon.edu>.
9. **HARPER, S.R. y F.G. POHLAND.** *Enhancement of Anaerobic Treatment Efficiency Through Process Modification.* 1987. págs. 152-161.
10. **PAUSS, A. y S. GUIOT.** Hydrogen Monitoring in Anaerobic Sludge Bed Reactors at Various Hydrauling Regimes and Loading Rates. *Water Environment Research.* 1993, págs. 276-280.
11. **MADIGAN, M. T., J. M. MARTINKO y J. PARKER.** *Brock Biology of Micoorganisms* . New Jersey : s.n., 2000.
12. **METCALF & EDDY INC.** Fundamentals of Biological Treatment. *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse.* New York : METCALF & EDDY INC, 2003, págs. 563-644.

13. **TCHOBANGLIOUS, G., H. THEISEN y S. VIGIL.** Orígenes, Composición y Propiedades de los Residuos Sólidos. [aut. libro] H. THEISEN y S. VIGIL TCHOBANOGLIOUS G. *Gestión Integral de Residuos Sólidos*. México D. F. : s.n., 1994, págs. 109-110.
14. **ZOETEMEYER, R. J.** *Acidogenesis of Soluble Carbohydrate Containing Wastewaters*. Holanda : Universidad de Amsterdam, 1982.
15. **WPCF.** *Anaerobic Sludge Digestion. Manual of Practice No 16*. Alexandria : Water Pollution Control Federation, 1979.
16. **LETTINGA, G. y L. W. HULSHOFF.** *UASB - Process Design for Various Types of Wastewaters*. s.l. : Water Science and Technology, 1991.
17. **LETTINGA, G., A. F. VAN VELSEN, S. W. HOBMA, W. DE ZEUEW y A. KALPWLIK.** *Use of the Upflow Sludge Blanket (USB) Reactor Concept for Biological Wastewater Treatment, Especially for Anaerobic Treatment*. 1980. págs. 699-734.
18. **YOUNG, J. C. y B. S. YANG.** *Design Considerations for Full Scale Anaerobic Filters*. 1989. págs. 1576-1587.
19. **KENNEDY, K. J. y R. L. DROSTE.** *Anaerobic Wastewater Treatment in Downflow Stationary Fixed Film Reactors*. 1991. págs. 157-177.
20. **IZA, J.** *Fluidized Bed Reactors for Anaerobic Wastewater Treatment*. 1991. págs. 102-109.
21. **GHOSH, S.** *Closure Discussion on Improved Sludge Gasification by Two-Phase Anaerobic Digestion*. 1990. págs. 786-791.
22. **SUTTON, P. M. y A. LI.** *Single Phase and Two-Phase Anaerobic Stabilization in Fluidized Bed Reactors*. s.l. : Water Environment Research, 1983.
23. **HUGHES, D.E., D.A. STAFFORD , B.I. WHEATLEY, W. BAADER, G. LETTINGA, E.J. NYNS y W. VERSTRAETEN.** *Microbiology of Methanogen Bacteria*. [aut. libro] A. J., K. INGVOSEN y T. MARTI ZENDER. *Anaerobic Digestion*. Amsterdam : Elsevier, 1982, págs. 45-68.
24. **BABBITT, H. E. y E. R. BAUMANN.** *Sewarage and Sewage Treatment*. Toronto : John Wiley & Sons, 1958.
25. **SAWYER, C. N. y P. L. MCCARTY.** *Chemistry for Environmental Engineering*. New York : McGraw-Hill Book Company, 1978.

26. **STEFANIE, J. W., O. ELFERINK, A. VISSER, L. HULSHOFF POL Y A. J. M. STARES.** *Sulfate Reduction in Methanogenic Reactors.* Wageningen : Federation of Europeand Microbiological Societies, 1994.
27. **EPA, U.S.** *Activated Sludge in Wastewater Treatment Systems: Design Criteria and Operating Experience.* Cincinati : U. S. Environmental Protection Agency, 1993.
28. **MURRAY, W. D. y L. VAN DEN BERG.** Effects of Nickel, Cobalt and Molybdenum on Performance of Methanogenic Fixed - Filmed Reactors. *Applied and Environmental Microbiology.* Amsterdam : s.n., 1981, págs. 502-505.
29. **METCALF & EDDY INC.** Microbial Growth Kinetics. *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse.* New York : METCALF & EDDY INC., 2003, págs. 580-588.
30. **LAWRENCE, A. W. y P. L. MCCARTY.** *A Unified Basis for Biological Treatment Design and Operation.* 1970.
31. **PARKER, G. F. y W. F. OWEN.** *Fundamentals of Anaerobic Digestion of Wastewaters Sludges.* 1986. págs. 867-920.
32. **AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION .** *Satandard Methods for the Examination of Water and Wastewater.* Washington D.C. : American Public Health Association, 1992.
33. **DROSTE, R. L. y K. J. KENNEDY.** *Dynamic Model of Downflow Fixed Film Reactor.* 1988. págs. 606-620.
34. **BOTERO, R. y T. PRESTON.** *Biodigestor de Bajo Costo para la Producción de Combustible y Fertilizante a Partir de Excretas.* s.l. : Escuela de Agricultura de la Región Húmeda - Universidad EARTH, 1987.
35. **EPA, U.S.** *Manual - Guidelines for Water Reuse.* Washington D.C. : U.S. Environmental Agency and U.S. Agency for International Development, 1992.
36. **METCLAF & EDDY INC.** Regulation for the Reuse and Disposal of Solids in the United States. *Wastewater Engineering. Treatment and Reuse.* New York : METCLAF & EDDY INC., 2003, págs. 1460-1550.
37. **AMERICAN PUBLIC HEALTH ASSOCIATION.** *Chemical Oxigen Demand - Standard Methods for the Examination of Water and Wastewater.* Washington D.C. : American Public Health Association, 1998.
38. **HACH COMPANY.** *Portable Datalogging Instrument Manual .* Loveland : HACH Company, 1999.

39. **COLE PARMER INSTRUMENT COMPANY.** *Cole - Parmer Delivering Solutions You Trust.* Hong Kong : Cole Parmer Instrument Company, 2006.

## ANEXO 1

### *Potencial bioquímico del metano (BMP)*

El potencial del metano de un desecho se relaciona con la concentración de materia orgánica (DQO) en él y la eficacia del tratamiento. La demanda bioquímica de oxígeno de 5 d (DBO<sub>5</sub>) es también un parámetro común utilizado para medir la concentración orgánica de un desecho. Un valor DBO<sub>5</sub> se puede convertir conservativamente a un valor de DQO multiplicando el valor del DBO<sub>5</sub> por 1.5. La producción máxima teórica de metano (M) es 0.35 m<sup>3</sup> CH<sub>4</sub>/kg DQO removidos

El potencial máximo del metano de un desecho puede no ser realizado en algún proceso de tratamiento por razones como la toxicidad o la naturaleza refractaria de la materia orgánica. En 1979 se definió un procedimiento análogo al DBO con el fin de determinar el potencial de metano de un desecho y se lo llamó potencial bioquímico de metano (BMP). Este es un procedimiento se modifica fácilmente a un análisis toxicológico. Aunque este procedimiento no se encuentre incorporado en los *Standard Methods* (1992), es ampliamente utilizado en el campo.

En la prueba de BMP, se inocula una muestra con un cultivo activo y se complementa con factores de crecimiento para proporcionar las condiciones óptimas para el metabolismo anaeróbico. Se preparan soluciones comunes que contienen minerales, alimentos, vitaminas, y otros factores de crecimiento necesarios. Se transfiere el volumen apropiado de la muestra anaeróbica a una botella de suero. Se combinan las soluciones preparadas, se agrega el inóculo, y la mezcla se transfiere a la botella de suero. Las transferencias anaeróbicas previenen la toxicidad del oxígeno. Los tubos y los frascos usados para transferir la muestra, el medio y el inóculo son lavados con un n chorro 70:30 de Nitrógeno:CO<sub>2</sub> antes de realizar la transferencia. Una de las soluciones de preparadas contiene sulfuro del sodio para proporcionar un ambiente de reducción. Otra solución contiene la resazurina, un indicador que se torna de color rosa cuando se oxida, que actúa como indicador de presencia de oxígeno.



Se capsula la botella del suero después de haber agregado e incubado y se incuben en la temperatura deseada todas las soluciones, que usualmente es 35 °C. La producción y composición de son monitoreadas con respecto al tiempo. El período de incubación generalmente es de 30 d o el tiempo que pase hasta que la producción del gas cese. El volumen del gas producido se monitoreado con una jeringuilla de cristal que permita equilibrar con la presión atmosférica después de que la aguja se inserte en la botella del suero. Las muestras para el análisis del contenido de gas también se recogen con una jeringuilla.

El análisis toxicológico anaeróbico utiliza el procedimiento de BMP, salvo que se agregue acetato o propionato a la botella del suero para proporcionar un substrato fácilmente degradable. La producción del metano de muestras de varios tamaños muestra (y de diluciones en la botella de suero) se compara a la producción del gas de un control para determinar la toxicidad de la muestra.